



Titre: Nitrification d'un effluent minier sur lit de calcaire
Title:

Auteur: Pascale St-Germain
Author:

Date: 2002

Type: Mémoire ou thèse / Dissertation or Thesis

Référence: St-Germain, P. (2002). Nitrification d'un effluent minier sur lit de calcaire
Citation: [Mémoire de maîtrise, École Polytechnique de Montréal]. PolyPublie.
<https://publications.polymtl.ca/7013/>

 **Document en libre accès dans PolyPublie**
Open Access document in PolyPublie

URL de PolyPublie: <https://publications.polymtl.ca/7013/>
PolyPublie URL:

**Directeurs de
recherche:**
Advisors:

Programme: Non spécifié
Program:

NOTE TO USERS

This reproduction is the best copy available.

UMI[®]

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

NITRIFICATION D'UN EFFLUENT MINIER SUR LIT DE CALCAIRE

PASCALE ST-GERMAIN

DÉPARTEMENT DES GÉNIES CIVIL, GÉOLOGIQUE ET DES MINES
ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

MÉMOIRE PRÉSENTÉ EN VUE DE L'OBTENTION
DU DIPLÔME DE MAÎTRISE ÈS SCIENCES APPLIQUÉES
(GÉNIE CIVIL)
NOVEMBRE 2002

© Pascale St-Germain, 2002.



National Library
of Canada

Acquisitions and
Bibliographic Services

395 Wellington Street
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Bibliothèque nationale
du Canada

Acquisitions et
services bibliographiques

395, rue Wellington
Ottawa ON K1A 0N4
Canada

Your file Votre référence

Our file Notre référence

The author has granted a non-exclusive licence allowing the National Library of Canada to reproduce, loan, distribute or sell copies of this thesis in microform, paper or electronic formats.

The author retains ownership of the copyright in this thesis. Neither the thesis nor substantial extracts from it may be printed or otherwise reproduced without the author's permission.

L'auteur a accordé une licence non exclusive permettant à la Bibliothèque nationale du Canada de reproduire, prêter, distribuer ou vendre des copies de cette thèse sous la forme de microfiche/film, de reproduction sur papier ou sur format électronique.

L'auteur conserve la propriété du droit d'auteur qui protège cette thèse. Ni la thèse ni des extraits substantiels de celle-ci ne doivent être imprimés ou autrement reproduits sans son autorisation.

0-612-81526-9

Canada

UNIVERSITÉ DE MONTRÉAL

ÉCOLE POLYTECHNIQUE DE MONTRÉAL

Ce mémoire intitulé:

NITRIFICATION D'UN EFFLUENT MINIER SUR LIT DE CALCAIRE

présenté par: ST-GERMAIN Pascale

en vue de l'obtention du diplôme de : Maîtrise ès sciences appliquées

a été dûment accepté par le jury d'examen constitué de :

M. SAMSON Réjean, Ph.D., président

M. COMEAU Yves, Ph.D., membre et directeur de recherche

M. ST-ARNAUD Luc, M. Ing., membre

REMERCIEMENTS

Je désire en premier lieu remercier le Centre de Technologie Noranda Inc. qui a fourni les fonds et le matériel nécessaire pour mener à bien cette recherche ainsi que la mine Holloway (Barrick Gold – Newmont) qui a fourni 10 m³ d'eau minière pour les tests. Je tiens aussi à souligner la contribution de Eco.CNFS, Huffman Lab, et le laboratoire de chimie analytique du Centre de Technologie Noranda Inc. pour les analyses.

Je voudrais remercier le Dr. Yves Comeau, mon directeur de recherche, qui par ses judicieux conseils a su me guider pendant la revue de littérature, les tests et la rédaction du mémoire. J'aimerais aussi remercier Luc St-Arnaud du Centre de Technologie Noranda Inc. pour son support moral et ses encouragements.

Il y aussi eu la précieuse contribution de Caroline Carrier qui en faisant les manipulations journalières indispensables au bon fonctionnement des colonnes m'a permis de mener ce projet à bien. Je voudrais aussi remercier Marc Boucher qui m'a assistée dans le montage des colonnes.

Finalement, je voudrais mentionner un précieux collaborateur dans cette aventure, mon époux Eric Brouillette. C'est grâce à son soutien moral et logistique si j'ai pu finaliser ce mémoire.

RÉSUMÉ

La faisabilité technique de la nitrification biologique avec immobilisation sur lit de calcaire a été évaluée pour le traitement d'effluents miniers. L'étude visait à comparer la capacité de traitement de la nitrification lorsqu'établie sur un lit de calcaire par rapport à celle obtenue avec un lit de sable où l'apport de sources carbonées inorganiques est externe au lit nitrifiant.

Le montage consistait en 3 colonnes de PVC de 4 m de haut et de 4 cm de diamètre interne avec une hauteur de lit de 2 m. Les trois colonnes à courant hydraulique ascendant et aérées à la base, étaient opérées en parallèle. Une première colonne, C1, a servi à vérifier si les bactéries nitrifiantes pouvaient utiliser directement le lit de calcaire ($d_{\text{moyen}} = 2.4 \text{ mm}$) sur lequel elles étaient immobilisées comme source de carbone inorganique à 10°C . Une deuxième colonne, C2, a servi à déterminer le taux de dissolution d'un lit de calcaire ($d_{\text{moyen}} = 3.0 \text{ mm}$) en présence des bactéries nitrifiantes à 20°C . Finalement, la troisième colonne, C3, a servi de témoin où les bactéries nitrifiantes étaient immobilisées sur un lit de sable ($d_{\text{moyen}} = 2.4 \text{ mm}$) avec un apport externe de sources de carbone inorganique à 10°C . Au cours des tests qui ont duré 8 mois, un total de 11 m^3 d'eau minière a été traitée. L'eau minière, provenant de la mine Holloway, une mine d'or au nord-est de

l'Ontario, avait un pH neutre et un faible contenu en métaux. L'eau a dû être amendée avec du sulfate d'ammonium pour accroître la concentration d'azote ammoniacal à 50 mg N/L afin de maintenir des conditions d'expérimentation semblables à une étude pilote précédente.

L'étude a démontré qu'un lit de calcaire est mieux adapté pour la nitrification qu'un lit de sable avec apport externe de sources carbonées inorganiques. Les bactéries nitrifiantes sont plus stables dans le lit de calcaire. De plus, contrairement au lit de sable, le lit de calcaire ne nécessite pas de lavage à contre-courant pour enlever l'excédent de biomasse. Ces lavages affectent l'efficacité de la nitrification où la conversion du nitrite en nitrate est le facteur limitant parce que le taux de régénération de la biomasse est trop lent.

Les taux d'enlèvement volumique obtenus pour les colonnes C1, C2 et C3 étaient de 26, 42 et 22 g N/m³-h, respectivement. Comparativement aux résultats obtenus lors d'une étude précédente, 31 g N/m³-h, le rendement obtenu pour la colonne C3 avec les mêmes conditions d'expérimentation (sable, 10°C), était nettement inférieur. La différence majeure entre les deux études a été d'appliquer des lavages à contre-courant dans l'étude actuelle. Le taux d'enlèvement de la colonne C3 qui est inférieur à la fois à celui de la

colonne C1 et à ceux de l'étude précédente démontre l'effet négatif des lavages à contre-courant sur l'activité des bactéries nitrifiantes.

Le taux de dissolution du calcaire est le paramètre limitant ce qui signifie que la charge superficielle sera limitée avec une augmentation de la température. La charge superficielle maximale pouvant être appliquée au lit de calcaire à 20°C est de 1m³/m²/h. La conception à pleine échelle doit être basée sur la hauteur de lit puisque la charge superficielle est limitée.

Un des grands avantages du lit de calcaire est que la dissolution graduelle du lit, à raison de 6.8 g de CaCO₃ par g de (NH₄⁺ + NO₂⁻)-N oxydé, permet d'éliminer tout besoin de lavage à contre-courant puisque l'excédent de biomasse est éliminé graduellement. En contrepartie, la turbidité de l'effluent sera plus élevée parce que 30 à 50% de la biomasse présente se retrouve à l'effluent.

Les autres caractéristiques opérationnelles d'un lit de calcaire sont qu'une fois que la population nitrifiante est établie, le nitrite demeure sous les limites de détection et que le pH dans l'effluent peut descendre jusqu'à 5. De plus, à la période de démarrage, le débit initial en continu ne doit pas être supérieur à 5 à 10% du débit à pleine capacité.

Le réacteur pour un lit de calcaire consisterait simplement en un réacteur à lit fixe maintenu submergé où le courant hydraulique est ascendant et l'ajout de nouveau calcaire se fait par le dessus. En assumant un débit de $18.8 \text{ m}^3/\text{h}$, une concentration en NH_4^+-N de 40 mg/L , un contenu en CaCO_3 dans le calcaire de 80% et une charge superficielle maximale de $1 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$, la quantité de calcaire requise pour la mine Holloway serait d'environ 56 t/a avec un volume total de réacteur de 60 m^3 d'une hauteur de 3.2 m .

Bien que la faisabilité de la nitrification biologique sur lit de calcaire ait été démontrée et s'avère une option très intéressante pour le traitement d'effluents miniers, il y a encore de nombreuses questions en suspens avant qu'un système à pleine échelle soit applicable. Premièrement, le fonctionnement et l'opération du réacteur proposé ainsi que la faisabilité avec du calcaire commercial doivent être vérifiés. Ensuite, l'établissement de la biomasse et l'aération doivent être optimisés. Finalement, la performance d'un tel procédé sous les conditions réelles, où la température, la concentration de l'ammoniaque et le débit fluctuent doit être démontrée. De plus, un procédé de dénitrification biologique devrait être établi conjointement avec le procédé de nitrification biologique afin d'arriver à un système de traitement complet pour l'enlèvement des composés azotés inorganiques des effluents miniers.

ABSTRACT

The technical feasibility of biological nitrification on a limestone bed was assessed for the treatment of mine effluents. The study compared the treatment capacity of nitrification on a limestone bed to that of a sand bed in which inorganic carbon sources are externally provided.

The experimental system consisted of 3 PVC columns 4 m high and 4 cm internal diameter with a bed height of 2 m. The three aerated columns were run in parallel and in an upflow mode. The first column, C1, tested whether the limestone bed ($d_{\text{mean}} = 2.4$ mm) with fixed nitrifying bacteria could provide the inorganic carbon source, at 10°C. The second column, C2, was used to estimate the dissolution rate of the limestone bed ($d_{\text{mean}} = 3.0$ mm) in presence of nitrifying bacteria, at 20°C. Finally, the third column, C3, was the control test in which nitrifying bacteria were fixed on a sand bed ($d_{\text{mean}} = 2.4$ mm) with inorganic carbon sources being supplemented in the feed solution, at 10°C. A total of 11 m³ of mine water was processed during the 8 months that the study lasted. The mine water from Holloway mine, a gold mine situated in northeastern Ontario, was neutral and had a low metal content. The water had to be supplemented with ammonium sulfate to increase the

ammonium concentration to 50 mg N/L to maintain the experimental conditions used in a previous study.

The study showed that a limestone bed was more suitable to nitrification than a sand bed with external supply of inorganic carbon sources. Nitrating bacteria gave a more stable performance in a limestone bed. In addition, contrary to the sand bed, the limestone bed does not require a backwash to remove excess biomass. Backwashes affect the efficiency of nitrification with the conversion of nitrite to nitrate being the rate-limiting step because the growth rate of the nitrifying bacteria is too slow.

The volumetric removal rates obtained for C1, C2 and C3 were 26, 42 and 22 g N/m³-h, respectively. In comparison to a previous study, where removal rates were 31 g N/m³-h for the same experimental conditions as C3 (sand, 10⁰C), the removal rate obtained in this study was significantly lower. This study differed from the previous study mainly by the use of backwashes. The fact that the removal rate for C3 was lower than both C1 and the previous study results shows the negative impact of backwashes on the activity of nitrifying bacteria.

The dissolution rate of the limestone bed was the rate-limiting factor. It implies that the surface loading will become limiting with an increase in temperature. The maximum surface loading for the limestone bed was found to be $1 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ at 20°C . The full scale design will have to be based on the bed height since the surface loading is limited.

One of the greatest advantages of the limestone bed is that the gradual dissolution of the bed, at 6.8 g of CaCO_3 per g of $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)\text{-N}$ oxidized, eliminates the need for backwashes since the excess biomass is gradually eliminated. However, the effluent will be more turbid because 30 to 50% of the biomass present is released in the effluent.

Other operating conditions for the limestone bed are that once the nitrifying bacteria are established, the nitrite remains below detection limit and that the pH in the effluent can decrease to 5. In addition, at start-up, the initial flow rate in continuous mode should not be more than 5 to 10% of the flow rate at full capacity.

The reactor configuration of a limestone bed would simply be a submerged packed bed operated in an upflow mode and in which fresh limestone is added from the top. Assuming a flow rate of $18.8 \text{ m}^3/\text{h}$, a concentration in

$\text{NH}_4^+\text{-N}$ of 40 mg/L, a CaCO_3 content in limestone of 80% and a surface loading of $1 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$, 56 t/a of limestone would be required for treating Holloway mine water in a total reactor volume of 60 m^3 with a height of 3.2 m.

Although the feasibility of biological nitrification in a limestone bed was demonstrated and would be a promising option for the treatment of mining effluents, there are still a few questions to be cleared before this system can be implemented at full scale. First, the feasibility of the proposed reactor and commercial limestone should be demonstrated. Then, the start-up procedure and aeration conditions must be optimized. Finally, performance of such a process under real conditions, where temperature, ammonium concentration and flow rate fluctuate should be demonstrated. In addition, a biological denitrification process should be developed jointly with the nitrification process to get a complete treatment process for the removal of inorganic nitrogen compounds from mining effluents.

TABLE DES MATIÈRES

REMERCIEMENTS.....	IV
RÉSUMÉ.....	VI
ABSTRACT.....	X
LISTE DES TABLEAUX.....	XVIII
LISTE DES FIGURES.....	XX
LISTE D'ABRÉVIATIONS.....	XXIII
LISTE DES ANNEXES	XXIV
CHAPITRE 1: INTRODUCTION.....	26
CHAPITRE 2: MICROBIOLOGIE DE LA NITRIFICATION –	
DÉNITRIFICATION	30
2.1 Nitrification	30
2.2 Dénitrification.....	33
2.2.1 Dénitrification hétérotrophe	35
2.2.2 Dénitrification autotrophe	36
2.2.3 Dénitrification phototrophe	37
CHAPITRE 3: REVUE DES PROCÉDÉS DE NITRIFICATION –	
DÉNITRIFICATION PAR DOMAINE D'APPLICATION.....	38
3.1 Traitement de l'eau potable	38

3.1.1	Nitrification	38
3.1.2	Dénitrification	40
3.2	Traitement des eaux usées	43
3.3	Traitement de l'eau souterraine	44
3.4	Traitement de l'eau minière	45
3.4.1	Étude de CANMET	46
3.4.2	Étude de Noranda	50
CHAPITRE 4: ÉVALUATION ÉCONOMIQUE PRÉLIMINAIRE DE		
NITRIFICATION – DÉNITRIFICATION POUR DEUX		
MINES.....		55
4.1	Estimation du potentiel de réduction du coût d'opération avec l'utilisation de substrats alternatifs au bicarbonate de soude et au méthanol.....	55
4.2	Estimation du potentiel de réduction des coûts en capital pour des procédés alternatifs au lit fixe.....	58
CHAPITRE 5: CHOIX DU PROCÉDÉ ÉTUDIÉ		63
CHAPITRE 6: OBJECTIFS.....		64
CHAPITRE 7: MATÉRIEL & MÉTHODES.....		65
7.1	Solution d'alimentation et amendement.....	65
7.2	Montage expérimental.....	67
7.3	Caractérisation du matériau immobilisant.....	71

7.4	Démarrage et enlèvement de l'excès de biomasse	77
7.5	Description des tests	78
7.6	Description des méthodes d'analyse	81
7.6.1	Laboratoire externe	82
7.6.2	Assurance qualité/Contrôle de qualité	83
CHAPITRE 8: RÉSULTATS		85
8.1	Comparaison entre le calcaire et le sable comme milieu immobilisant pour la nitrification	85
8.1.1	Évaluation du comportement de chaque réacteur pendant l'expérimentation	85
8.1.2	Taux d'enlèvement de l'ammoniaque	91
8.1.3	Comparaison du taux d'enlèvement à d'autres études	93
8.1.4	Paramètre limitant pour le lit calcaire	96
8.1.5	Profil de concentration pour chaque réacteur	97
8.2	Dissolution du lit calcaire	107
8.2.1	Taux de dissolution chimique du calcaire	107
8.2.2	Taux de dissolution du calcaire en présence de bactéries nitrifiantes	108
8.3	Optimisation des conditions d'opération	110
8.3.1	Aération	110

8.3.2	Lavage à contre-courant (enlèvement de l'excès de biomasse).....	112
8.3.3	Quantification des boues générées	114
8.3.4	Source et dosage de phosphate	116
8.3.5	Démarrage des réacteurs.....	120
CHAPITRE 9: DISCUSSION		125
9.1	Comparaison de la performance des lits de calcaire et de sable	127
9.2	Paramètres de conception et d'opération	133
9.3	Sursaturation en CO ₂ de l'eau testée	138
9.4	Évaluation des dimensions d'un réacteur à pleine échelle pour la mine Holloway	140
CHAPITRE 10: CONCLUSIONS		143
CHAPITRE 11: RECOMMANDATIONS		146
11.1	Prochaines étapes	146
11.2	Applications potentielles	147
CHAPITRE 12: RÉFÉRENCES.....		148
ANNEXES.....		157

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 2.1 Liste des espèces nitrifiantes	31
Tableau 2.2 Liste des genres contenant des espèces dénitrifiantes	33
Tableau 4.1 Les coûts d'opération totaux pour différents scénarios pour les mines Golden Giant et Holloway	57
Tableau 4.2 Taux d'enlèvement pour différents types de réacteur et une comparaison des volumes de lit vide estimés pour les mines Golden Giant et Holloway	59
Tableau 4.3 Coûts en capital estimés par Beak	61
Tableau 7.1 Caractérisation de l'eau minière d'Holloway	65
Tableau 7.2 Conditions testées par chaque réacteur	68
Tableau 7.3 Caractérisation physique	71
Tableau 7.4 Caractérisation chimique	73
Tableau 7.5 Caractérisation hydraulique	74
Tableau 7.6 Temps de rétention mesurés	75
Tableau 7.7 Mesure de l'efficacité hydraulique des colonnes	76
Tableau 7.8 Chronologie des tests réalisés avec chaque colonne	79
Tableau 7.9 Facteur de correction	84
Tableau 8.1 Taux d'enlèvement de $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)$ -N pour chaque colonne	92

Tableau 8.2 Conditions de test pour différentes études	94
Tableau 8.3 Comparaison des taux d'enlèvement de l'étude actuelle avec une étude pilote précédente	95
Tableau 8.4 Dissolution chimique du calcaire pour l'eau minière d'Holloway	108
Tableau 8.5 Calcul du ratio de CaCO_3 consommé sur le $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)\text{-N}$ oxydé	109
Tableau 8.6 Production de boues par quantité de N oxydé	115
Tableau 8.7 Concentration moyenne de PO_4 mesurée à l'entrée et à la sortie des colonnes	117

LISTE DES FIGURES

Figure 7.1 Montage expérimental.....	67
Figure 7.2 Schéma de procédé.....	70
Figure 7.3 Représentation graphique de la durée des tests pour chaque colonne.....	80
Figure 8.1 Changements dans la concentration de NH_4^+ et de NO_2^- pour C1	87
Figure 8.2 Changements dans la concentration de NH_4^+ et de NO_2^- pour C2	88
Figure 8.3 Changements dans la concentration de NH_4^+ et de NO_2^- pour C3	90
Figure 8.4 Évolution de l'alcalinité, du NH_4^+ et du pH pour C2.....	96
Figure 8.5 Évolution du pH et des concentrations de NH_4^+ , NO_2^- et NO_3^- à travers C1 au jour 187.....	98
Figure 8.6 Évolution du pH et des concentrations de NH_4^+ , NO_2^- et NO_3^- à travers C2 au jour 187.....	99
Figure 8.7 Évolution du pH et des concentrations de NH_4^+ , NO_2^- et NO_3^- à travers C3 au jour 187.....	100
Figure 8.8 Évolution des concentrations de NH_4^+ , NO_2^- et NO_3^- à travers une colonne selon le profil type de la nitrification biologique	101

Figure 8.9 Comparaison de la réduction nette de la concentration de NH_4^+ -N et de l'augmentation nette de la concentration de NO_3^- -N pour C1	103
Figure 8.10 Comparaison de la réduction nette de la concentration de NH_4^+ -N et de l'augmentation nette de la concentration de NO_3^- -N pour C2	104
Figure 8.11 Comparaison de la réduction nette de la concentration de NH_4^+ -N et de l'augmentation nette de la concentration de NO_3^- -N pour C3	105
Figure 8.12 Effet de l'aération sur la concentration du OD pour C2	111
Figure 8.13 Variation de la perte de charge pour C1, C2 et C3	113
Figure 8.14 Changement dans la concentration en P total à l'affluent et l'effluent pour C3 en absence d'ajout de phosphate	118
Figure 8.15 Changements dans les concentrations de P et de NH_4^+ -N pour C1 pour différentes applications de P	119
Figure 8.16 Évolution du NH_4^+ (A), du NO_2^- (B), de l'alcalinité (C), du pH (D) et du débit (D) pour C1 durant la période d'adaptation	122
Figure 8.17 Évolution du NH_4^+ (A), du NO_2^- (B), de l'alcalinité (C), du pH (D) et du débit (D) pour C2 durant la période d'adaptation	123

Figure 8.18 Évolution du NH_4^+ (A), du NO_2^- (B), de l'alcalinité (C), du pH (D) et du débit (D) pour C3 durant la période d'adaptation.....	124
Figure 9.1 Schéma du réacteur proposé pour la nitrification sur lit de calcaire.....	134

LISTE D'ABRÉVIATIONS

ANFO:	ammonium nitrate fuel explosive
ASTM :	American Society for Testing and Materials
CBR :	contacteur biologique rotatif
CDT :	coût direct total
CIT :	carbone inorganique total
COT :	carbone organique total
CSTR :	continually stirred tank reactor
CTN :	Centre de Technologie Noranda Inc.
DBO ₅ :	demande biochimique d'oxygène pour une durée de 5 jours
ICP :	inductively coupled plasma
ICP-MS :	inductively coupled plasma – mass spectrometry
MES :	matières en suspension
MVES :	matières volatiles en suspension
OD :	oxygène dissous
PVC :	polyvinylchlorinated

LISTE DES ANNEXES

ANNEXE A: Détails des calculs pour l'évaluation économique.....	157
ANNEXE B: Description/Caractéristiques des colonnes	163
ANNEXE C: Caractérisation de l'eau minière	167
ANNEXE D: Caractérisation des matériaux immobilisants.....	170
ANNEXE D.1: Fiche technique du sable de la colonne C3 et analyse granulométrique du matériau immobilisant pour chaque colonne	171
ANNEXE D.2: Caractérisation chimique des matériaux immobilisants	179
ANNEXE D.3: Estimation du volume de vides.....	181
ANNEXE D.4: Test de traceur pour la caractérisation hydraulique	183
ANNEXE E: Calcul du taux d'enlèvement de N	193
ANNEXE F: Estimation de la masse totale de N oxydé et de l'alcalinité totale consommée pour les trois colonnes.....	211
ANNEXE G: Effet de l'aération sur la concentration d'oxygène dissous pour C1 et C3.....	230
ANNEXE H: Estimation de la biomasse récupérée	233

ANNEXE I: Calcul de la quantité de phosphore requise pour la**croissance de la biomasse.....235****ANNEXE J : Tests de toxicité sur la truite arc-en-ciel et*****Daphnia magna*.....237****ANNEXE K: Détermination de sursaturation de CO₂ de l'eau minière****d'Holloway.....247**

CHAPITRE 1

INTRODUCTION

En 1993, le Centre de Technologie Noranda Inc. (CTN) a initié une étude expérimentale, une des premières du genre, pour évaluer l'applicabilité de la nitrification et la dénitrification biologique hétérotrophe au traitement de l'eau minière.

Cette étude répondait à la nécessité de trouver des technologies pouvant traiter les composés azotés inorganiques dans l'eau minière, un besoin qui a émergé dû à un resserrement actuel ou anticipé des normes de rejet pour l'ammoniaque et le nitrate au Canada et aux Etats-Unis. Dans l'industrie minière, un certain niveau de contamination par l'ammoniaque et le nitrate peut être observé soit dans l'eau de drainage des mines, soit dans les effluents d'usines de concentration métallurgique pour l'or qui utilisent un circuit de cyanidation. La présence de l'ammoniaque et du nitrate dans l'eau minière résulte de l'utilisation des explosifs ANFO (nitrate d'ammonium/essence) largement utilisés pour le dynamitage alors que leur présence dans les effluents d'usines de concentration métallurgique pour l'or provient de la dégradation du cyanure.

Bien que les procédés de nitrification et dénitrification biologiques existent depuis les années 1960 pour les traitement des eaux usées municipales, l'application aux eaux minières présentait des défis techniques par rapport à la présence de métaux dans l'eau et les températures relativement froides (10°C).

L'étude expérimentale a culminé en la démonstration à l'échelle pilote (St-Germain & Shink, 1996) de l'applicabilité de la nitrification et la dénitrification biologique à l'enlèvement de composés azotés inorganiques de l'eau minière aux niveaux requis par les nouvelles réglementations et celles anticipées (1 mg N/L incluant NH_4^+ , NO_2^- et NO_3^-).

L'usine pilote a été conçue pour traiter des concentrations moyennes d'ammoniaque et de nitrate, de 50 et 100 mg N/L, respectivement, à 12°C , et à un débit de $1.47 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-h}$. L'usine pilote consistait en 3 colonnes à lit fixe opérées en série. Dans la première colonne à flux ascendant, l'ammoniaque était converti en nitrate par les bactéries nitrifiantes alors que les deux autres colonnes à flux descendant étaient utilisées pour convertir le nitrate en azote gazeux par les bactéries dénitrifiantes.

L'étude pilote qui a duré 8 mois et a traité 3 différentes sources d'eau minière a démontré que la concentration en azote total pouvait être réduite de 120 mg N/L dans l'influent à moins de 1 mg N/L à 10°C et de façon très stable. La capacité de traitement était de 30 g N/h par m³ de volume de lit à vide pour l'enlèvement du NH₄⁺ et NO₂⁻ et du NO₃⁻, pour les nitrifiantes et les dénitrifiantes, respectivement.

Au moment de l'étude, l'objectif principal était de démontrer que la technologie développée pour les eaux usées municipales pouvait être appliquée aux eaux minières. Donc, il n'y a pas eu d'efforts faits pour réduire les coûts du procédé. Dans la deuxième phase de l'étude, qui est l'objet de la présente recherche, les efforts se sont concentrés sur la réduction des coûts en capital et d'opération. L'objectif visé était de réduire les coûts en capital de 50% et/ou les coûts d'opération de 25%.

Dans un premier temps, la revue de littérature a servi à identifier les procédés disponibles ou potentiels permettant de réduire les coûts de façon significative. Dans un deuxième temps, une évaluation économique préliminaire a été effectuée afin de vérifier si les procédés identifiés permettaient d'atteindre les objectifs de réduction de coûts. Le procédé de nitrification biologique sur lit de calcaire et le procédé de dénitrification

autotrophe sur lit de soufre élémentaire sont les deux procédés qui ont été retenus comme rencontrant les réductions de coût visées. Cependant, seule la faisabilité technique de la nitrification biologique sur lit de calcaire a été évaluée dans le cadre de cette recherche.

CHAPITRE 2

MICROBIOLOGIE DE LA NITRIFICATION – DÉNITRIFICATION

2.1 Nitrification

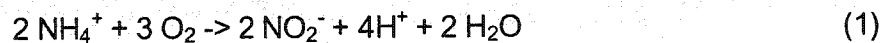
La nitrification lithoautotrophe est un procédé à deux étapes où l'action combinée de bactéries oxydatrices d'ammoniaque et de bactéries oxydatrices de nitrite transforme l'ammoniaque en nitrate via le nitrite (Pelczar, 1986). Les bactéries autotrophes qui oxydent l'ammoniaque et le nitrite en nitrates se retrouvent dans les sols, les sédiments, les eaux usées, l'eau douce et l'eau salée. Elles sont aérobies strictes. Elles obtiennent le carbone requis pour la synthèse des cellules du dioxyde de carbone, des carbonates ou des bicarbonates. Elles obtiennent leur énergie de l'oxydation de l'ammoniaque ou du nitrite qui est utilisée pour la maintenance des cellules et l'assimilation du carbone (Paul and Clark, 1989).

Les genres *Nitrosomonas* et *Nitrobacter* sont encore les catalystes les mieux connus de chaque étape respective. Cependant, des études récentes de la nitrification ont permis l'isolation de nouvelles espèces (Schramm *et al.*, 1996, Tableau 2.1) et la découverte de nouvelles réactions métaboliques (Schramm *et al.*, 1996).

Tableau 2.1 Liste des espèces nitrifiantes
(Paul and Clark, 1989)

Genre	Espèce	Habitat
Oxydent l'ammoniaque (NH_4^+) en nitrite (NO_2^-)		
<i>Nitrosomonas</i>	<i>europaea</i>	Sol, eau, boues usées
<i>Nitrospira</i>	<i>briensis</i>	Sol
<i>Nitrosococcus</i>	<i>nitrosus</i>	Mer
	<i>oceanus</i>	Mer
	<i>mobilis</i>	Sol
<i>Nitrosovibrio</i>	<i>tenuis</i>	Sol
Oxydent le nitrite (NO_2^-) en nitrate (NO_3^-)		
<i>Nitrobacter</i>	<i>winogradskyi</i>	Sol
	(<i>agilis</i>)	Sol, eau
<i>Nitrospira</i>	<i>gracilis</i>	Mer
<i>Nitrococcus</i>	<i>mobilis</i>	Mer

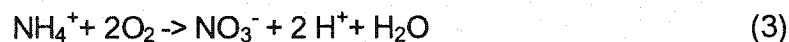
Les *Nitrosomonas* oxydent l'ammoniaque (NH_4^+) en nitrite en présence d'oxygène suivant l'équation 1.



Les *Nitrobacter* oxydent le nitrite en nitrate suivant l'équation 2.



La réaction globale pour la conversion de l'ammoniaque en nitrate peut être exprimée comme suit (équation 3):



Les facteurs les plus importants qui contrôlent la nitrification sont la concentration du substrat, le pH, la température et la disponibilité de l'oxygène dissous (Princic, *et al.*, 1998). Le pH optimal est entre 6.6 et 8.0. Comme l'indique l'équation 3, la nitrification acidifie le milieu, l'ajout d'alcalinité doit donc être prévu pour maintenir le pH dans la plage optimale (Benefield and Randall, 1987). La nitrification est très affectée par la température. La réaction est lente à des températures sous 5°C et au-dessus de 40°C. La plage optimale est entre 30 et 35°C (Paul and Clark, 1989). L'aération est essentielle pour la nitrification. Le niveau d'oxygène dissous (OD) doit être maintenu à plus de 2 mg/L (Benefield and Randall, 1987).

La croissance des bactéries nitrifiantes est lente parce que les réactions ne libèrent pas beaucoup d'énergie. La production serait de 0.04 à 0.13 g de VSS par g de NH_4^+ -N oxydé pour les *Nitrosomonas* et de 0.02 à 0.07 g de VSS/g de NO_2^- -N oxydé pour les *Nitrobacter*. La conversion de l'ammoniaque

en nitrite (équation 1) est la réaction limitante (Kowalski and Lewandowski, 1983).

2.2 Dénitrification

La dénitrification ou la réduction dissimilative du nitrate consiste à réduire le nitrate en azote gazeux. La capacité de dénitrifier est répandue à travers une grande variété de groupes taxonomiques et physiologiques. Les genres qui ont des espèces capables de dénitrifier sont listés dans le Tableau 2.2.

Tableau 2.2 Liste des genres contenant des espèces dénitrifiantes
(Zehnder, 1988; Mateju et al., 1992)

<i>Acinetobacter</i>	<i>Halobacterium</i>	<i>Rhizobium</i>
<i>Alcaligenes</i>	<i>Hyphomicrobium</i>	<i>Rhodobacter</i>
<i>Aquaspirillum</i>	<i>Janthinobacterium</i>	<i>Thiobacillus</i>
<i>Azospirillum</i>	<i>Neisseria</i>	<i>Thiomicrospira</i>
<i>Bacillus</i>	<i>Paracoccus</i>	<i>Thiosphaera</i>
<i>Chromobacterium</i>	<i>Pseudomonas</i>	<i>Xanthomonas</i>

Les sources d'énergie des bactéries dénitrifiantes comprennent les trois classes connues pour être utilisées par les microorganismes: organique (organotrophes), inorganique (lithotrophes) et la lumière (phototrophes). Les substrats organiques sont la source d'énergie la plus commune, que ce soit dans le nombre de genres que la dominance de populations dans la nature. Les dénitrifiantes les plus communes dans la nature sont les espèces de *Pseudomonas* suivies par les espèces d'*Alcaligenes*. Comparativement à ces deux genres, les autres genres sont beaucoup plus rare et prédominent dans des environnements spécifiques (Zehnder, 1988). La plupart sont des microorganismes aérobies qui peuvent croître anaérobiquement seulement en présence de composés azotés oxydés (NO_2^- et NO_3^- , Paul and Clark, 1989).

Bien que la plupart des dénitrifiantes soient hétérotrophes, il existe quelques espèces des genres *Paracoccus*, *Thiobacillus* et *Thiosphaera* qui peuvent faire la dénitrification lithoautotrophe en utilisant l'hydrogène ou divers composés de soufre réduits (S^0 , S^{2-} , $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ et $\text{S}_4\text{O}_6^{2-}$) comme sources d'énergie. En conditions autotrophes, le CO_2 ou le carbonate est utilisé comme source de carbone pour la synthèse cellulaire (Mateju et al., 1992).

2.2.1 Dénitrification hétérotrophe

Les dénitrifiantes hétérotrophes ont besoin d'une source de carbone organique pour assurer leur croissance. La dénitrification a été étudiée avec plusieurs substrats comme source de carbone organique; méthanol, éthanol, glucose, acétate, aspartate, acide formique, mélasse, lactosérum, drêche de distillerie et liqueur de sulfite. Cependant, la plupart des études sur la dénitrification ont utilisé le méthanol comme source carbonée organique.

L'équation 4 décrit la réaction globale pour la dénitrification avec le méthanol.

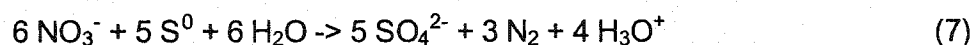
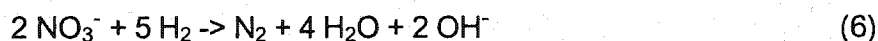


Une formule empirique a été développée (équation 5) pour doser le méthanol. Il est à noter que s'il y a de l'oxygène dissous dans l'eau, suffisamment de méthanol devra être ajouté pour consommer l'oxygène (Mateju *et al.*, 1992, Benefield and Randall, 1987).

$$\text{C}_{\text{méthanol}} = 2.47 \text{ NO}_3^- \text{-N} + 1.53 \text{ NO}_2^- \text{-N} + 0.87 \text{ OD} \quad (5)$$

2.2.2 Dénitrification autotrophe

En conditions autotrophes, le CO₂ et le carbonate sont utilisés comme source de carbone. Il y a deux types de dénitrification autotrophe suivant la source d'énergie utilisée: avec l'hydrogène (équation 6, Mateju *et al.*, 1992) et avec les composés de soufre réduits (équation 7, Overath *et al.*, 1986).



Les facteurs qui contrôlent la dénitrification sont l'oxygène, le pH, la température et la source de carbone. Un facteur important est la présence d'oxygène dissous dans l'eau et ses effets inhibiteurs. Pour obtenir la dénitrification, la concentration d'oxygène doit être réduite à un niveau qui est suffisamment bas (0.1 à 0.22 mg/L) pour éviter l'inhibition et la répression de la réductase de nitrate. La plupart des dénitrifiantes croissent mieux à un pH neutre (6-8). La température minimum pour la dénitrification est de 5°C et la température maximale 75°C avec l'optimum à 30°C. La source de carbone doit être en quantité suffisante pour permettre l'oxidation complète du nitrate (Paul and Clark, 1989).

2.2.3 Dénitrification phototrophe

L'ababilité de dénitrifier est très limitée chez les phototrophes parce que la plupart peuvent fixer l'azote gazeux. Cette ababilité a été démontrée seulement avec certaines bactéries du genre *Rhodopseudomonas*. Ce genre fait partie du groupe des bactéries pourpres sans soufre qui font de la photosynthèse en conditions anaérobies en utilisant des composés de soufre réduits (Zehnder, 1988; Paul and Clark, 1989).

CHAPITRE 3

REVUE DES PROCÉDÉS DE NITRIFICATION – DÉNITRIFICATION PAR DOMAINE D'APPLICATION

Afin de répondre aux besoins spécifiques du traitement des eaux minières dépourvues de matière organique, la revue de littérature s'est concentrée sur les procédés en réacteur de nitrification et dénitrification biologique développés séparément des systèmes de boues activées. Les procédés développés à l'échelle pilote et plus avant, pour le traitement de l'eau potable, des eaux usées et de l'eau souterraine ont été considérés. Les développements dans le domaine du traitement de l'eau minière sont aussi discutés pour donner un meilleur aperçu de la position actuelle de la recherche.

3.1 Traitement de l'eau potable

3.1.1 Nitrification

L'ammoniaque est une nuisance durant le traitement de l'eau potable car il réagit avec le chlore ajouté durant la chloration pour former des composés nuisibles tels que des dichloramines et des trihalométhanes (Desjardins, 1990). La plupart du temps l'enlèvement de l'ammoniaque se fait par la

chloration au point critique qui convertit l'ammoniaque en nitrate. La chloration au point critique a cependant des désavantages non partagés par la nitrification biologique:

- temps de contact long (plus d'une heure) à basse température
- interférence des composés azotés organiques
- formation de trichlorure d'azote ou dichloramine dans certaines circonstances qui sont des produits odorants
- production de trihalométhanes et de composés organochlorés, spécialement quand la dose de chlore requise est élevée

Il est donc souhaitable que la majeure partie de l'ammoniaque soit enlevée par un pré-traitement biologique qui ne produit pas de produits dérivés indésirables, particulièrement quand le niveau d'ammoniaque est élevé (> 0.5 mg N/L). Un désavantage de la nitrification biologique est que l'ammoniaque est converti en nitrate et non en azote. Une deuxième unité pour l'enlèvement du nitrate que ce soit par la dénitrification biologique ou l'échange ionique doit donc être prévue, ce qui peut expliquer le peu de systèmes à grande échelle installés pour la nitrification de l'eau potable (Gauntlett, 1981).

Lorsqu'utilisée, la nitrification est appliquée en lit fluidisé, fixe ou à infiltration rapide. Des procédés à l'échelle pilote et commerciale ont été développés en France, au Royaume-Uni et en Allemagne (Bouwer et Crowe, 1988). Le Royaume-Uni semble très actif dans l'utilisation de lits fluidisés. Il y a deux systèmes à pleine échelle en opération depuis quelques années à 2 usines de la rivière Severn. Des études pilotes ont aussi été faites pour l'enlèvement de l'ammoniaque pour les rivières Trent and Thames. Pour les autres pays, la nitrification en lit fixe est surtout utilisée (Gauntlett, 1981).

3.1.2 Dénitrification

Plusieurs procédés différents ont été proposés et utilisés pour la dénitrification biologique de l'eau potable. Les procédés avec biomasse immobilisée incluant les réacteurs à lit fluidisé, les réacteurs à lit fixe et les biofiltres sont les plus communs.

Les procédés les plus généralement utilisés pour la dénitrification biologique de l'eau potable sont basés sur la dénitrification hétérotrophe où les sources carbonées sont organiques. Différentes sources carbonées sous forme solide, liquide et gazeuse ont été évaluées: cellulose, lactosérum, éthanol, acide acétique, biogaz, méthanol et sucrose (Mateju *et al.*, 1992).

Trois des systèmes basés sur la dénitrification hétérotrophe développés commercialement sont Biodenite, Nitrazur et Denipor. Les procédés Biodenite et Nitrazur sont des procédés français tandis que Denipor est un procédé allemand.

Le procédé Biodenite est basé sur un lit fixe anaérobie avec de l'argile éclatée BIODAGENE (d_{80} : 2 à 5 mm) comme support sur lequel des bactéries hétérotrophes ont été immobilisées. Le lit est opéré en courant descendant et l'éthanol est la source de carbone utilisée. Les autres unités d'opération consistent en la filtration de l'eau sur un filtre Biocarbone aéré, l'ozonation et la chloration. Deux opérations ont été installées, une en 1983 avec une capacité de 80 m³/h et l'autre en 1987 avec une capacité de 400 m³/h. La capacité de traitement est de 1.2 kg NO₃⁻-N/m³.j (Ravarini *et al.*, 1988).

Le procédé français, Nitrazur, utilise un bioréacteur à lit fixe à courant ascendant avec un support de céramique. L'acide acétique ou l'éthanol sont utilisés comme source de carbone. L'eau traitée est ensuite filtrée sur un filtre au carbone et désinfectée avec du chlore gazeux. Deux installations de 50 et 70 m³/h ont été installées en 1983 et 1984. La faisabilité technique et économique des deux procédés français a été confirmée au niveau

commercial et depuis d'autres usines ont été mises en opération avec d'excellents résultats. Ces méthodes sont économiquement viables et la stabilité opérationnelle est demeurée très satisfaisante pour une très longue période (Richard, 1989).

Le procédé allemand Denipor est basé sur un bioréacteur à lit fixe utilisant un support flottant pour la dénitrification biologique. Le filtre à lit fixe est rempli avec des sphères Styropor flottantes et utilise les bactéries hétérotrophes présentes dans l'eau aquifère. Ce procédé utilise l'éthanol comme source de carbone. Une usine avec une capacité de 300 m³/h construite en Allemagne utilise 4 bioréacteurs Denipor en série. L'après-traitement se fait en deux étapes. La première étape emploie 4 filtres aérobies à lit fixe. La deuxième étape est une filtration aérobie dans 2 filtres à lit fixe à base de charbon activé. L'addition de dioxyde de chlore désinfecte l'eau traitée. L'usine peut éliminer 80 kg NO₃⁻-N /j. Le chargement maximal de l'usine est de 1.5 kg NO₃⁻-N/m³.j (Mateju *et al.*, 1992; Roennefahrt, 1986). Le procédé BIOSTYR breveté par OTV et commercialisé par USFilter/Krüger est semblable au procédé Denipor où les bactéries sont immobilisées sur un média de polystyrène. La principale différence réside dans le fait que la dénitrification, la nitrification et la filtration sont toutes combinées dans un seul réacteur.

En 1982, une usine commerciale utilisant un réacteur à lit fluidisé avec du sable comme support a été installée en Grande-Bretagne avec du méthanol comme source de carbone. La capacité maximale de l'usine était de 115 m³/h. L'eau dénitrifiée était ensuite traitée par coagulation, filtration, aération et chloration. Il est mentionné que des hautes concentrations de nitrite ont été observées de façon intermittente (Croll *et al.*, 1985).

Le procédé Denitropur est le seul procédé basé sur la dénitrification autotrophe. L'usine consiste en neuf bioréacteurs à lit fixe en série remplis avec du Mellapack (éléments avec une structure tridimensionnelle ondulée). L'eau brute est saturée avec de l'hydrogène surcomprimé et enrichie avec du phosphate et du dioxyde de carbone. Après la dénitrification, l'eau est aérée et filtrée sur un filtre bicouche. La désinfection est assurée par radiation UV. L'usine est 50 m³/h en capacité et peut enlever 20.6 kg NO₃⁻-N/j. Une usine a été construite en Allemagne en 1986 (Gros *et al.*, 1986).

3.2 Traitement des eaux usées

Le plus possible, la nitrification et la dénitrification biologique sont intégrées comme composantes des procédés de boues activées dans le traitement des eaux usées. Le principe sous-jacent est de maintenir des conditions

d'opération appropriées pour la croissance des bactéries nitrifiantes ou dénitrifiantes. La nitrification et la dénitrification peuvent se faire conjointement avec l'oxydation du carbone ou séparément. Les réacteurs à écoulement piston et les réacteurs complètement mélangés sont les plus couramment utilisés pour les procédés à biomasse en suspension. Pour les procédés avec biomasse immobilisée, les filtres à écoulement lent et les contacteurs biologiques rotatifs sont les plus couramment utilisés pour la nitrification et les filtres à lit fixe, les contacteurs biologiques rotatifs et les lits fluidisés sont les plus répandus pour la dénitrification biologique (Benefield and Randall, 1987; Metcalf & Eddy, 1991).

3.3 Traitement de l'eau souterraine

Une usine de démonstration utilisant la filtration sur soufre/calcaire a été construite dans les Pays-Bas. L'usine consistait en 4 unités d'opération en série: 1) déaération de l'eau brute par vacuum, 2) filtration en courant ascendant dans un bioréacteur rempli avec du soufre et du calcaire, 3) aération et 4) recharge artificielle. L'usine d'une capacité de 35 m³/h a utilisé un réacteur rempli avec des granules de soufre et de calcaire dans un ratio volume de 1:1. Un modèle a été développé et à l'échelle de laboratoire un

enlèvement jusqu'à $1.1 \text{ kg NO}_3\text{-N/m}^3\text{.j}$ a été observé (van der Hoek *et al.*, 1991; van der Hoek *et al.*, 1992).

3.4 Traitement de l'eau minière

L'enlèvement de l'ammoniaque et du nitrate est un problème écent dans l'industrie minière et a été promulgué par un resserrement actuel ou anticipé de la réglementation.

Au Canada, la tendance récente étant de réglementer les effluents miniers basé sur la toxicité, l'intérêt premier sera dans l'enlèvement de l'ammoniac étant donné que sa présence est souvent toxique à la truite arc-en-ciel. Certaines eaux minières, satisfaisant aux normes précédentes d'une concentration de $\text{NH}_3\text{-N}$ à l'effluent final de 10 mg N/L comme ammoniac total ou 0.2 mg N/L comme ammoniac non-ionisé, pourraient ne plus rencontrer de nouvelles normes basées sur les tests de toxicité.

Habituellement, les nitrates et les nitrites sont seulement réglementés pour l'eau potable au Canada et aux Etats-Unis où les concentrations limites respectives sont 10 et 1 mg/L . Cependant, le projet Montanore de Noranda au Montana, qui a déclenché l'investigation des options pour l'enlèvement du

nitrate, était un cas particulier où l'effluent final devait être aux niveaux environnants pour la concentration de nitrate. Conséquemment, les options de traitement potentielles investiguées devaient rencontrer une concentration de rejet en nitrate de 1 mg N/L ou moins (Marshall, 1990).

3.4.1 Étude de CANMET (Tan *et al.*, 1995)

Au début des années 1990, un consortium a été formé par les compagnies minières canadiennes et CANMET a été mandaté pour développer un procédé permettant le contrôle de l'ammoniaque dans les effluents miniers. La recherche faite à CANMET depuis 1991, a culminé en une campagne de démonstration de 50 jours à la mine Key Lake de la corporation CAMECO dans le nord de la Saskatchewan (juillet-août 1994) où les options de procédé sélectionnées ont été évaluées. L'objectif principal du programme était d'identifier, d'investiguer et développer des techniques qui permettraient à l'industrie minière canadienne de rencontrer les normes avec un contrôle fiable de l'ammoniaque (Tan *et al.*, 1995).

De tous les procédés investigués par CANMET, 2 modules de base ont été sélectionnés pour la campagne de démonstration:

- 1) adsorption-élution sur zéolite pour enlever efficacement l'ammoniaque de l'effluent et préconcentrer le contaminant pour une dégradation subséquente;
- 2) nitrification-dénitrification biologique de l'éluent provenant de la zéolite pour produire de l'azote gazeux.

L'objectif était de traiter l'effluent final du concentrateur qui contient typiquement 15 à 40 mg/L d'ammoniaque, à un taux de 1000 L/j dans une mini-usine intégrant l'adsorption sur zéolite, la désorption avec du carbonate de soude, la bio-nitrification et dénitrification de l'éluent. Les concentrations cibles dans l'effluent final ont été fixées à 3.9 mg N/L d'ammoniaque et 11.5 mg N/L de nitrate. L'objectif principal de la campagne de démonstration était de démontrer qu'un procédé générique fiable pour le contrôle de l'ammoniaque dans les effluents miniers pouvait être développé.

Le système consistait en 2 sous-modules pour la zéolite, l'adsorption et l'élution et 2 sous-modules biologiques, la nitrification et la dénitrification. L'effluent du concentrateur qui contient < 33 mg N/L d'ammoniaque est passé à travers une colonne de clinoptilolite pour enlever l'ammoniaque. Le raffinat (l'effluent primaire sans ammoniaque) est produit à un débit de 1000 L/j. L'influent est maintenu acide (pH 6-7) pour maximiser l'adsorption de

l'ammoniaque. La colonne lorsque chargée (après 100 volumes de lit) est régénérée avec une solution de 4 M Na_2CO_3 en deux cycles. La colonne est ensuite lavée pour enlever la solution de carbonate.

L'éluant contenant $> 248 \text{ mg/L}$ total $\text{NH}_4^+\text{-N}$ et jusqu'à 0.2 M CO_3^{2-} est ensuite amendé avec des nutriments (200 mg/L H_3PO_4 , 7 mg/L MgSO_4 , 0.4 mg/L FeCl_3 , 0.4 mg/L CaCl_2 et 1 ml/L vitamines). L'ammoniaque contenu dans l'éluant était transformé en nitrates par la nitrification biologique effectuée dans un CSTR suivi d'un filtre à écoulement lent. La concentration limite ciblée était de 41 mg N/L , pour donner une concentration finale de 4.1 mg N/L une fois dilué avec l'effluent primaire. Le temps de rétention nominal était de 30 h.

La dénitrification de l'effluent se faisait dans 2 lits fixes à courant ascendant opérés en parallèle. Le temps de rétention nominal dans les réacteurs était de 12 h. Le méthanol était utilisé comme source de carbone pour permettre la conversion de $> 183 \text{ mg/L}$ de $\text{NO}_x\text{-N}$ en azote gazeux. La limite ciblée de NO_x était de 115 mg N/L pour donner une concentration finale de 11.5 mg N/L après dilution avec l'effluent primaire.

Un maintien de la performance de l'unité de nitrification pour atteindre la concentration ciblée s'est avéré difficile. La concentration ciblée de 11.5 mg N/L n'a pu être atteinte que pendant 10 jours sur les 50 jours de la campagne. De plus, les filtres à écoulement lent n'ont pas fonctionné. Les raisons pour la faible activité bactérienne sont complexes mais un nombre possible de causes ont été identifiées.

La performance des réacteurs de dénitrification a été très satisfaisante. Des niveaux aussi hauts que 390 mg N/L ont été réduits à < 92 mg N/L NO_x (moy. ~ 22.9 mg N/L) par les bactéries dénitrifiantes; i.e. substantiellement moins que la limite ciblée de 11.5 mg N/L, après la dilution avec l'effluent primaire.

Les coûts estimés basés sur les résultats de la campagne indiquent que le traitement générique d'un effluent similaire de 20.7 mg/L $\text{NH}_4^+\text{-N}$ de 240 m³/h prendrait environ \$1,740,000 d'investissement en capital et \$1,170,000 de coûts d'opération annuel en dollars canadiens. Les coûts de procédé sont estimés à CA \$0.56/m³ d'effluent ou CA\$18.50/kg $\text{NH}_4^+\text{-N}$ (incl. financement).

3.4.2 Étude de Noranda (St-Germain et Shink, 1996)

L'étude pilote conduite à la mine Battle Mountain Golden Giant (Ontario) en 1994-1995, a été précédée par un mini-pilote conduit au CTN pour déterminer les limites des procédés biologiques pour différents paramètres d'opération tels que le débit, la température et la qualité de l'eau minière (St-Germain *et al.*, 1994). Les objectifs de l'étude pilote étaient de déterminer la robustesse et la fiabilité du système sur le terrain, et, plus spécifiquement, de déterminer l'effet des fluctuations dans la qualité de l'influent sur la capacité de traitement.

La mine Golden Giant produit de l'or en utilisant un procédé de lixiviation avec du charbon activé en solution. Le respect des directives de rejet d'ammoniac de 10 mg N/L dans l'effluent final a été un problème persistant pour la mine. L'ammoniac provient de l'eau minière contaminée par les explosifs ANFO, et de différentes sources dans le circuit du concentrateur, tel que le broyage et le circuit de décapage/électroaffinage. En plus de l'intérêt de tester le procédé biologique pour l'enlèvement de l'ammoniaque, Golden Giant a été choisie comme site d'étude parce que la qualité de l'eau était représentative de la qualité anticipée de l'eau minière de Montanore, étant légèrement alcaline avec un contenu en métaux faible.

L'usine pilote a été conçue pour traiter en moyenne des concentrations respectives en ammoniacque et en nitrate de 50 et 100 mg N/L, à 12°C, avec un débit de 300 mL/min. L'usine était semi-automatisée et consistait en trois colonnes, chacune avec un diamètre interne de 0.15 m et une hauteur de 5 m, remplies avec du sable de silice. Dans la première colonne, la conversion de l'ammoniacque au nitrate, ou nitrification, était effectuée par des bactéries nitrifiantes sous aération et avec un courant ascendant. Les deux colonnes suivantes convertissaient le nitrate en azote gazeux avec des bactéries dénitrifiantes et étaient opérées en courant descendant et en conditions anoxies. Les colonnes en mode descendant agissaient aussi comme filtres pour les solides en suspension. Le méthanol, le carbonate et le phosphate étaient ajoutés comme substrats et nutriments pour les bactéries.

L'étude pilote a duré huit mois avec trois sources d'eau différentes: l'eau minière et l'effluent final de Golden Giant, et l'eau minière de la mine Holloway. Un premier test étudiait le comportement du système et la capacité pour traiter l'eau minière de Golden Giant. Le test a résulté en l'enlèvement d'ammoniacque et du nitrate à des niveaux très bas malgré les hautes concentrations et les grandes variations dans l'influent. La concentration d'azote total dans l'eau minière de Golden Giant a été réduite de 120 mg N/L en moyenne à moins de 1 mg N/L avec des taux

d'enlèvement pour l'ammoniaque et le nitrate d'environ 30 g N/h par m³ de volume de lit vide. La concentration de nitrate à l'effluent n'a jamais dépassé 5 mg N/L et est restée sous 1 mg N/L pour au moins 80% du temps. L'eau minière traitée a été démontrée non-toxique et rencontrait les limites pour les solides en suspension totaux, l'ammoniaque et le nitrite en tout temps.

Quelques problèmes ont été rencontrés dû à une addition en excès des substrats. Un deuxième test a donc été réalisé pour déterminer l'enlèvement de nitrate possible avec un ajout en substrat minime. Le test a démontré qu'un ratio poids de méthanol:NO₃⁻-N de 3.25:1 serait approprié pour maintenir un enlèvement du nitrate efficace tout en maintenant des concentrations en DBO₅ au rejet final de moins de 50 mg/L. Un troisième test a évalué l'enlèvement d'un excès de méthanol en opérant un des filtres dénitrifiants en conditions aérobies pour simuler l'utilisation d'un filtre biologique. Cette étape de polissage était nécessaire pour rencontrer des limites de DBO₅ de 15 mg/L. Pour le phosphate, il a été démontré que l'excédent pouvait être efficacement enlevé par ajout d'alun.

Les tests sur l'eau minière d'Holloway ont démontré que l'enlèvement de l'ammoniaque par la nitrification pouvait être aussi efficace que pour l'eau minière de Golden Giant. A 10⁰C, la concentration d'ammoniaque à l'influent

de 100 mg N/L était réduite à moins de 1 mg N/L à un taux de traitement de 38 g/h de m^3 de volume de lit vide. La capacité n'a pas été affectée par le changement en substrats et nutriments du bicarbonate de soude et du phosphate de potassium au carbonate de soude et à l'acide phosphorique.

Un test pour l'enlèvement de l'ammoniaque par la nitrification de l'effluent final de Golden Giant à 12°C a résulté en une réduction de la concentration d'ammoniaque de 23 mg N/L à moins de 1 mg N/L. Une baisse de température de 12°C à 7°C a résulté en une baisse de l'activité bactérienne de 50%.

Les coûts en capital et opération d'une unité de nitrification conçue pour traiter un débit de $450 \text{ m}^3/\text{j}$ avec une concentration d'ammoniaque moyenne de 28 mg N/L ont été estimés à \$1.5M et \$ 100 k/année, respectivement. Le coût d'opération est équivalent à \$0.55/ m^3 d'eau traitée (St-Germain and Shink, 1996).

A ce moment là, l'objectif premier du projet était de démontrer qu'une technologie développée pour le traitement des eaux usées municipales pouvait être appliquée au traitement de l'eau minière. Conséquemment, aucun effort n'a été fourni pour minimiser les coûts du procédé. Dans la

deuxième phase de l'étude, qui est l'objet de la présente étude, des efforts ont été faits pour améliorer soit le coût en capital ou le coût d'opération du procédé. La réduction ciblée est de 50% pour le coût en capital et/ou de 25% pour le coût d'opération.

CHAPITRE 4

ÉVALUATION ÉCONOMIQUE PRÉLIMINAIRE DE NITRIFICATION – DÉNITRIFICATION POUR DEUX MINES

L'évaluation économique a été basée sur les données de deux mines: la mine Golden Giant et la mine Holloway. Ces deux mines appartiennent maintenant à la compagnie Newmont Mining. La mine Golden Giant est représentative d'une situation à haute charge avec un débit de 300 m³/h et des concentrations en ammoniacque et en nitrate de 20 et 10 mg N/L, respectivement. La mine Holloway représente une situation à faible charge avec un débit de 18.8 m³/h et des concentrations en ammoniacque et en nitrate de 40 et 10 mg N/L, respectivement.

4.1 Estimation du potentiel de réduction du coût d'opération avec l'utilisation de substrats alternatifs au bicarbonate de soude et au méthanol

L'analyse des coûts d'opération a été basée seulement sur les besoins en substrats (source de carbone) et nutriments (source de phosphore). L'usine pilote conduite à la mine Golden Giant a utilisé du bicarbonate de soude (NaHCO₃) et du méthanol comme sources carbonées pour la nitrification et la dénitrification, respectivement. L'acide phosphorique était utilisé pour fournir

le phosphore. Le carbonate de soude (Na_2CO_3) et le carbonate de calcium (CaCO_3) pour la nitrification ainsi que l'éthanol et l'acide acétique pour la dénitrification hétérotrophe, ont été évalués comme sources de substrat alternatives. En plus de la dénitrification hétérotrophe, la dénitrification autotrophe a aussi été évaluée. La dénitrification autotrophe se fait avec l'hydrogène ou le soufre élémentaire comme source d'énergie et le carbone inorganique comme source de carbone. L'hydrogène et le soufre élémentaire ont tous les deux été considérés pour les scénarios de coûts.

Les coûts d'opération totaux pour les différents scénarios pour la mine Golden Giant et la mine Holloway sont dans le Tableau 4.1. Les coûts ont été basés sur l'enlèvement total d'azote et seulement les options avec le coût d'opération le plus bas sont incluses. L'évaluation détaillée des différentes alternatives est présentée dans l'Annexe A.

**Tableau 4.1 Les coûts d'opération totaux pour différents scénarios
pour les mines Golden Giant et Holloway**

Scénarios	Coût d'opération total (k\$/an)	
	Mine Golden Giant (charge totale: 8.4 kg N/h)	Mine Holloway (charge totale: 0.94 kg N/h)
Usine pilote du CTN (NaHCO ₃ , méthanol)	470	43
Alternative I (CaCO ₃ , méthanol)	122	13
Alternative II (CaCO ₃ , S élémentaire)	99	12

On peut observer du Tableau 4.1 que les économies les plus importantes proviennent du remplacement du NaHCO₃ par le CaCO₃. En terme de coûts de substrats, les économies seraient de l'ordre de 70 à 75%. De plus, l'utilisation de la dénitrification autotrophe avec le S élémentaire comme source d'énergie plutôt que la dénitrification hétérotrophe, résulterait en des économies additionnelles de 20% du coût total des substrats pour la mine Golden Giant. Il est à noter cependant que le sulfate est un produit de la dénitrification autotrophe avec le S élémentaire.

4.2 Estimation du potentiel de réduction des coûts en capital pour des procédés alternatifs au lit fixe.

Le coût en capital est relié à la taille et au nombre de réacteurs requis pour permettre de traiter une eau donnée. Les taux d'enlèvement rapportés pour différents réacteurs sont listés dans le Tableau 4.2. Ces taux ont été traduits en volume requis pour les mines Golden Giant et Holloway. Une comparaison des taux d'enlèvement démontre que les plus hauts taux sont obtenus avec les lits fluidisés, suivis des lits fixes et mobiles, ensuite des filtres à écoulement lent et des lits de filtration.

**Tableau 4.2 Taux d'enlèvement pour différents types de réacteur et une
comparaison des volumes de lit vide estimés pour les mines Golden
Giant et Holloway**

Type de réacteur	Taux d'enlèvement (kg N/m ³ .j)	Volume de lit vide ¹ (m ³)	
		Mine Golden Giant	Mine Holloway
NITRIFICATION			
Lit fixe	0.12-0.72	200 - 1200	23.8-142.5
Lit mobile	0.3-0.4	411	36.0
Filtre à écoulement lent	0.02-0.05	2880 - 7200	252-630
DENITRIFICATION HETEROTROPHE			
Lit fluidisé	2.10-11.3	12.7 – 68.6	1.1 – 6.0
Lit fixe	0.06-1.5	96 – 2400	8.4 – 210.0
Lit mobile	0.7	206	24.4
Système d'infiltration rapide	0.01-0.04	3600 – 14400	428 - 1710
DENITRIFICATION AUTOTROPHE (avec S élém.)			
Lit fixe	0.14-1.08	133 – 1029	15.8 - 122
Lit à filtration lente	0.07	2057	244

1: références et calculs en Annexe A

La différence entre les taux d'enlèvement des lits fluidisés ($11.3 \text{ kg N/m}^3.\text{j}$) et des lits fixes ($1.5 \text{ kg N/m}^3.\text{j}$) pour la dénitrification démontre que la capacité requise pour un lit fluidisé serait jusqu'à 8 fois plus petite que pour un lit fixe. Dans le cas d'Holloway, la différence n'est pas suffisante (3 vs 24 m^3) pour justifier l'utilisation de lits fluidisés versus les lits fixes. Cependant, dans le cas de la mine Golden Giant, l'utilisation d'un lit fluidisé permettrait de réduire la taille du réacteur de 200 à 25 m^3 pour la nitrification et pour la dénitrification. Donc, pour le traitement global, i.e. nitrification + dénitrification, le volume total de réacteur requis pourrait être réduit de 350 m^3 (400 à 50 m^3).

Une analyse du coût en capital détaillé tel qu'estimé par Beak pour la nitrification de l'eau minière d'Holloway (Tableau 4.3) a indiqué que le coût pour le réacteur (item 400, volume du réacteur de 33 m^3) était une petite fraction du coût total en capital; 25% pour le procédé du CBR et 7% pour le procédé par filtre. En fait, la majeure fraction du coût en capital est due à la construction du bâtiment pour abriter le réacteur (item 300, 34-44% du coût total en capital). Le coût de réacteur + le coût de construction de l'édifice totalisent entre 50 et 60% du coût total en capital.

Tableau 4.3 Coûts en capital estimés par Beak (1995)

ITEM	Procédé CBR (\$ x 1,000)	Procédé de lit filtrant (\$ x 1,000)
COÛTS DIRECTS		
100 Mobilisation	5	5
200 Excavation & Remplissage	17	11
300 Construction	520	525
400 Équipement	380	90
500 Tuyauterie	49	112
600 Électrique & Instrumentation	54	57
Coûts directs sous-total	1,025	800
COÛTS INDIRECTS		
Analyse du site	10	10
Permis & Frais	26	21
Ingénierie & Supervision de la construction (15% CDT)	154	120
Frais d'administration (12% CDT)	123	96
Inflation	0	0
Coûts indirects sous-total	313	247
COÛT TOTAL	1,338	1,047
IMPRÉVUS (15% C.T.)	201	157
COÛTS ESTIMÉS TOTAUX (coût en \$ Can, Juin 1995)	1,539	1,204
(en \$ Can pour 1997, Marshall & Swift Cost Index)	1,583	1,238

Il n'y a que deux options pour permettre d'atteindre l'objectif de réduction de coût en capital par 50%: 1) ne pas avoir à construire de bâtiment ou 2) combiner la nitrification et la dénitrification en un seul réacteur. Bien que

l'utilisation de lits fluidisés peut permettre de sauver de l'espace et diminuer le coût relié à la construction d'un bâtiment, cette diminution de coût serait contrecarrée par une augmentation du coût de réacteur, le lit fluidisé requérant un plus haut degré de sophistication. À part quelques exceptions, la première option ne peut être envisagée au Canada, la rigueur du climat canadien nécessitant la construction d'un édifice pour abriter le(s) réacteur(s). Il n'y a pas non plus de technologies démontrées et fiables qui combinerait la nitrification et la dénitrification autotrophe en un seul réacteur pour satisfaire la deuxième option.

La meilleure option économique semble être la nitrification avec du calcaire comme source carbonée jointe à la dénitrification autotrophe avec le soufre élémentaire comme source d'énergie. Une option qui a aussi l'avantage d'éviter l'addition de sources carbonées organiques à l'eau minière. Seule la combinaison de la nitrification et la dénitrification autotrophe en un seul réacteur permettrait de réaliser des économies génériquement substantielles sur le coût en capital.

CHAPITRE 5

CHOIX DU PROCÉDÉ ÉTUDIÉ

La meilleure option semble être la nitrification avec du calcaire comme source carbonée jointe à la dénitrification autotrophe avec immobilisation sur des particules de S élémentaire. Idéalement, les bactéries nitrifiantes devraient être immobilisées sur des particules de calcaire.

Dû à des contraintes de personnel et de budget, la faisabilité technique de la nitrification avec immobilisation sur lit de calcaire seulement sera évaluée dans le cadre de cette recherche.

CHAPITRE 6

OBJECTIFS

Évaluer la faisabilité technique d'un procédé de nitrification biologique sur lit de calcaire pour l'enlèvement de l'ammoniaque présent dans l'eau minière.

Objectifs spécifiques:

- 1) Comparer la capacité de traitement de la nitrification sur lit de calcaire à la nitrification sur lit de sable où un apport extérieur de sources carbonées inorganiques est requis.
- 2) Déterminer, si nécessaire, les conditions d'opération requises pour que la capacité du réacteur sur lit de calcaire soit équivalente à celle du réacteur sur lit de sable.
- 3) Déterminer le taux de consommation du substrat (CaCO_3) contenu dans le lit pour estimer son taux de remplacement.

CHAPITRE 7

MATÉRIEL & MÉTHODES

7.1 Solution d'alimentation et amendement

11 m³ d'eau minière provenant de la mine Holloway a été livré au CTN. Les caractéristiques de l'eau minière telle que reçue sont décrites dans le Tableau 7.1. Les caractéristiques plus détaillées sont dans l'Annexe C.

Tableau 7.1 Caractérisation de l'eau minière d'Holloway

Paramètre	Unités	Concentration
pH	-	7.1
NH ₄ ⁺	mg N/L	17
NO ₂ ⁻	mg N/L	3.92
NO ₃ ⁻	mg N/L	65.7
SO ₄ ²⁻	mg/L	226
PO ₄ ³⁻	mg/L	0.05
TSS	mg/L	37
TOC	mg/L	5.5
Alcalinité	mg CaCO ₃ /L	70
Dureté	mg CaCO ₃ /L	352.3
Al	mg/L	< 0.2
Cu	mg/L	< 0.02
Fe	mg/L	0.72
Sr	mg/L	3.78
Zn	mg/L	0.19

Afin de maintenir les conditions d'expérimentation semblables à celles d'une étude pilote précédente (St-Germain et Shink, 1996), l'eau a été amendée avec du $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ pour obtenir une concentration en $\text{NH}_4^+\text{-N}$ de 50 mg/L.

La solution d'alimentation était préparée en cuvée à chaque 3 ou 4 jours. L'eau pour C3 était supplémentée avec 0.672 g/L de NaHCO_3 et 0.073 g/L de K_2HPO_4 , le pH était ensuite ajusté à 8.0 –8.1 avec du NaOH. Pour C1 et C2, l'eau minière était supplémentée avec 0.073 g/L de K_2HPO_4 seulement et le pH ajusté à 8.0 -8.1 avec du NaOH. Dans le test #2 (tableau 7.8), l'optimisation du PO_4 s'est faite avec de l'acide phosphorique. Pour le test #4 (tableau 7.8), l'eau minière a aussi été amendée avec 200 mg/L de NaHCO_3 .

7.2 Montage expérimental

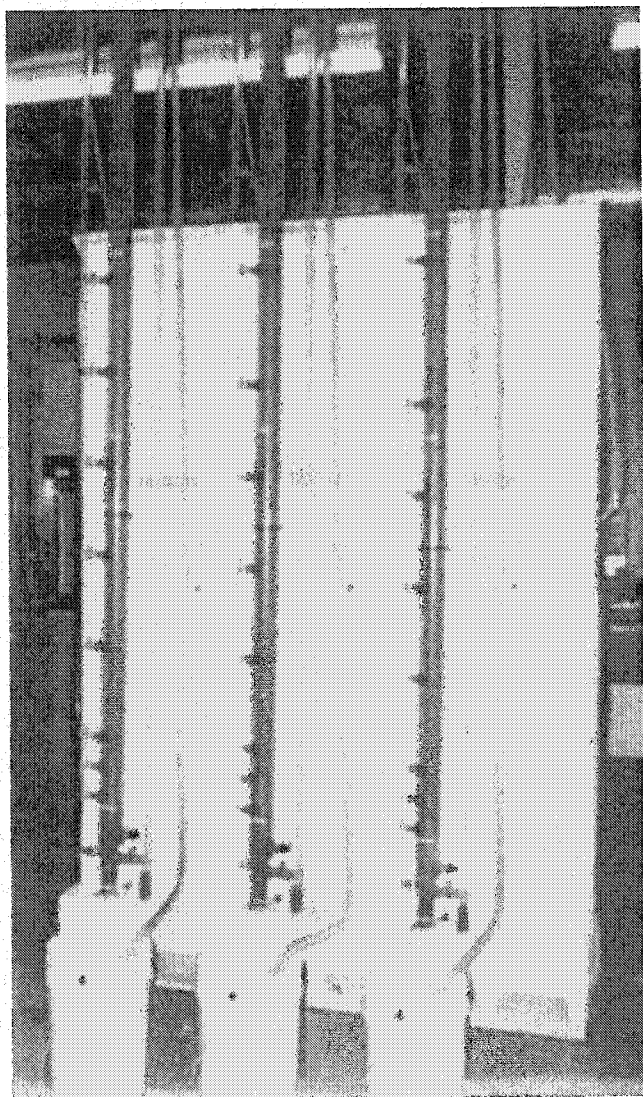


Figure 7.1 Montage expérimental

Le montage consistait en 3 colonnes de PVC de 4 m de haut et de 4 cm de diamètre interne, opérées en parallèle, Figure 7.1. Les colonnes ont été remplies avec le matériau immobilisant, comme spécifié dans le Tableau 7.2, pour obtenir une hauteur de lit de 2 m. Deux des colonnes étaient pourvues d'une ceinture d'eau pour les tests à température plus basse et toutes les colonnes étaient pourvues de ports d'échantillonnage à tous les 30 cm pour faire des mesures de profil de concentration. Chaque colonne était pourvue d'une tête de perte de charge qui consiste en une colonne d'eau placée avant le réacteur (voir Figure 7.2). La fonction de cette colonne d'eau était de mesurer l'augmentation de la résistance à travers le lit où une augmentation de la résistance se traduit par une augmentation du niveau d'eau. Une description détaillée des colonnes peut être trouvée en Annexe B.

Tableau 7.2 Conditions testées par chaque réacteur

Réacteur	Définition	Température	Média	Source carbonée
C1	Evaluer la capacité en absence et/ou en présence d'un apport externe de carbone	10 ⁰ C	Calcaire	Média (calcaire)
C2	Déterminer le taux de consommation du substrat	20 ⁰ C	Calcaire	Média (calcaire)
C3	TÉMOIN	10 ⁰ C	Sable	NaHCO ₃

Les colonnes étaient opérées à courant ascendant où le débit était contrôlé par une pompe péristaltique (Masterflex, 1-100 rpm). La solution d'alimentation passait par la tête de perte de charge avant de remonter le long de la colonne et être déchargée dans une chaudière de 20 L avant la décharge finale, Figure 7.2.

L'aération des colonnes était assurée par une entrée d'air au bas de la colonne contrôlée à l'aide d'un débitmètre. Lors de l'aération discontinue, les séquences en marche et en arrêt étaient contrôlées de façon automatique par 2 minuteurs. Un minuteur contrôlait le temps en marche et l'autre le temps en arrêt.

Les colonnes 1 et 3 étaient maintenues à 10°C par un bain refroidisseur (Haake GH) couplé à une pompe externe pour circuler l'eau froide dans la ceinture d'eau de la colonne. Aux températures ambiantes plus élevées (25°C), il a été nécessaire de refroidir la solution d'alimentation. Avant d'être acheminée aux colonnes, la solution était refroidie en étant maintenue dans une chaudière de 25 L où était immergé un tube à travers lequel était recirculée l'eau froide du bain refroidissant (Haake GH).

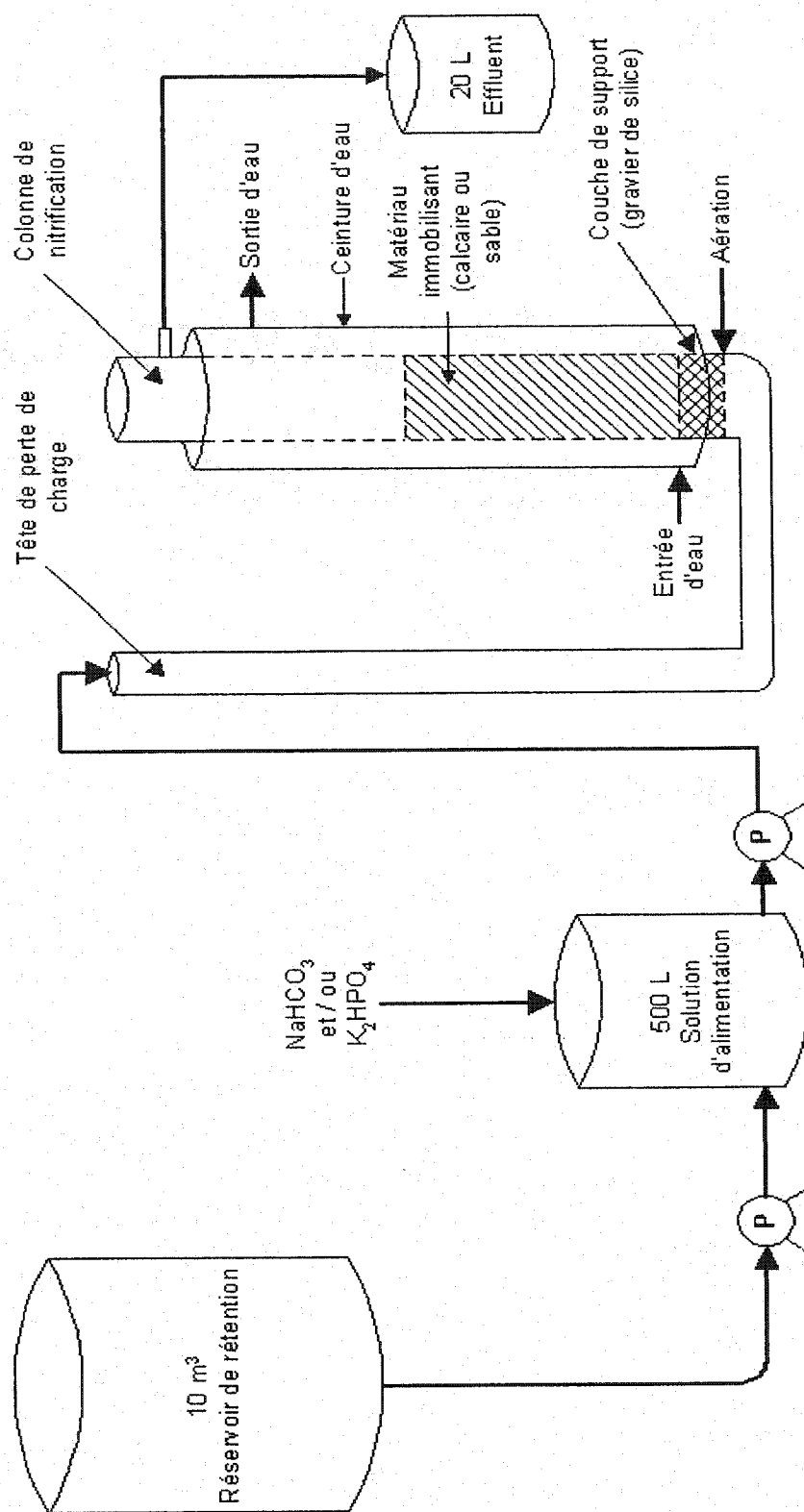


Figure 7.2 Schéma de procédé

7.3 Caractérisation du matériau immobilisant

Le calcaire (« marble chips ») utilisé pour cette étude a été obtenu chez Fisher Scientific et était à 99.9% pur. Il a été broyé avec un broyeur à tiges fabriqué à l'interne. Il a été tamisé en trois fractions avec des tamis de 1.2-1.4 mm, 1.4-2.0 mm et 2.0-4.75 mm, les trois fractions ont par la suite été combinées. Le matériel résultant a été séparé également entre C1 et C2.

Le sable, obtenu chez Daubois à Montréal, était le même que celui utilisé pour les filtres à sable que l'on peut obtenir aux granulométries désirées. Les caractéristiques sont données dans l'Annexe D.1. Les fines ont été lavées par lavage à contre-courant après que le matériel ait été placé dans chaque colonne. Le matériau immobilisant de chaque colonne a été caractérisé pour ses propriétés physiques, chimiques et hydrauliques. Les caractéristiques physiques sont décrites dans le Tableau 7.3.

Tableau 7.3 Caractérisation physique

Paramètre	C1	C2	C3
Matériau	Calcaire	Calcaire	Sable de silice
d_{moyen} (mm)	2.4	3.0	2.4
d_{10} (mm)	1.5	1.7	1.5
Densité (g/mL)	1.38	1.41	1.50
Porosité (%)	41.5	43.5	37.5

Le d_{moyen} et d_{10} a été déterminé par tamisage. Une description plus détaillée des fractions granulométriques se trouve dans l'Annexe D.1. La densité est basée sur le poids total divisé par le volume total du média déposé dans la colonne. La porosité a été déterminée en mesurant le volume d'eau requis pour remplir les vides de 200 mL de matériau dans un cylindre gradué de 250 mL.

Les caractéristiques chimiques sont données dans le Tableau 7.4. Après dissolution du matériau par micro-ondes, les éléments ont été analysés par ICP. La caractérisation plus détaillée des matériaux se trouve dans l'Annexe D.2.

Tableau 7.4 Caractérisation chimique

Élément	Concentration (mg/kg)	
	Calcaire	Sable de silice
Al	14610	971,0
Ca	192200	145,9
Cr	18,76	164,5
Fe	5058	1870
K	14780	< 326,4
Mg	50620	40,53
Mn	533,4	10,13
Na	5002	95,37
S	1740	< 32,64
Si	104900	416700
Zn	327,7	7,14

La caractérisation hydraulique de chaque colonne est décrite dans le Tableau 7.5. Le volume de vides a été mesuré suivant la méthode décrite plus haut, pour les détails du calcul, voir l'Annexe D.3. A la fin des tests, les matériaux ont été analysés pour le contenu en carbone total, carbone organique et carbone inorganique. Après avoir pulvérisé les échantillons, le carbone total a été déterminé avec un Leco CR 12 Carbon Analyzer selon la méthode décrite dans ASTM D5373 et ASTM D5291(1997). Le carbonate a été déterminé en utilisant un UIC/Coulometrics System 140 Carbonate Carbon Analyzer. Les échantillons ont été préparé selon la méthode décrite

dans ASTM D513-92B (1997). Le carbone organique total a été déterminé par différence entre le carbone total et le carbone inorganique total.

Tableau 7.5 Caractérisation hydraulique

Paramètre	Unités	C1	C2	C3
Hauteur de lit				
Couche particulaire	cm	23.5	18.4	25.7
Couche fine	cm	182.9	182.9	182.9
Total	cm	206.4	201.3	208.6
Volume de vides *	mL	1116	1200	1031
Volume de lit vide	mL	3250	3170	3285
Temps de rétention modal (tableau 7.6)	min	245 (Q= 14 mL/min)	175 (Q = 18 mL/min)	170 (Q = 20 mL/min)

* voir Annexe D.3

Le temps de rétention et le type d'écoulement a été vérifié par un test de traceur avec le NaCl (solution de 0.85%), injecté en pulse et suivi en mesurant la conductivité. Les résultats sont décrits pour les trois colonnes dans les Figures D4.2 à D4.7 en Annexe D.4. Les temps de rétention obtenus et les paramètres de mesure de l'efficacité hydraulique ont été résumés dans les Tableaux 7.6 et 7.7, respectivement.

Tableau 7.6 Temps de rétention mesurés

Colonne	Débit (mL/min)	Temps de rétention (min)					
		théorique (t)	modal (t _m)	médian (t ₅₀)	initial (t _i)	t ₁₀	t ₉₀
C1	14	312	245	250	25	160	400
C2	18	255	175	190	75	130	280
C3	20	213	170	185	60	125	280

N.B. : les définitions pour les différents temps de rétention sont en Annexe D.4.

Les temps de rétention mesurés (t_m et t_{50}) indiquent un temps de rétention légèrement en-deçà du temps de rétention théorique. On peut aussi observer que C1 s'est comportée différemment de C2 et C3. Le premier temps de détection du traceur (t_i) était nettement inférieur pour C1 (25 min) que C2 et C3 (75 et 60 min) alors que le temps de rétention pour 90% de la solution (t_{90}) était nettement supérieur pour C1 (400 min) que pour C2 et C3 (280 min). Cette différence s'explique par une fuite de 26 mL/jour détectée de la colonne vers la ceinture d'eau pour C1.

Tableau 7.7 Mesure de l'efficacité hydraulique des colonnes

Colonne	Indice de dispersion (I_m)	Indice du degré de mélange	Efficacité hydraulique
C1	2.5	0.08	0.79
C2	2.2	0.29	0.69
C3	2.2	0.28	0.80

N.B. : les définitions pour les différents paramètres sont en Annexe D.4.

L'indice de dispersion est un paramètre de mesure du comportement hydraulique d'un réacteur ou d'un bassin. Il est de 1.0 pour un écoulement piston parfait et de 21.9 pour un réacteur complètement mélangé idéal (Droste, 1997). Bien que l'indice de dispersion pour C1, C2 et C3 indique un écoulement se rapprochant de l'écoulement piston, le niveau de dispersion était quand même plus grand que pour un écoulement piston parfait. Un autre paramètre de mesure est le degré de mélange. Il est de 0 pour un mélange parfait et de 1.0 pour un écoulement piston parfait (Droste, 1997). L'indice de degré de mélange pour C1, C2 et C3 démontre un mélange dans l'écoulement. Le fait que les colonnes étaient aérées a certainement contribué au degré de mélange observé. De plus, le degré de mélange était

nettement plus important pour C1 (0.08) que C2 et C3 (0.3). La plus grande dispersion et le plus grand mélange observés pour C1 comparativement à C2 et C3 témoignent de la fuite détectée pour C1. L'efficacité hydraulique démontre que 69% à 80% du volume était utilisé dans les colonnes.

7.4 Démarrage et enlèvement de l'excès de biomasse

Les colonnes ont été inoculées avec des bactéries nitrifiantes obtenues d'une formule commerciale (Nitri-Bacta, 10^{11} cellules/mL, Aquarecherche Ltd.); l'inoculum était de 10% du volume de vides de la colonne. Pour les 3 colonnes, la solution a été amendée avec du $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ pour obtenir une concentration de 100 mg/L, avec du K_2HPO_4 pour obtenir une concentration de 73 mg/L et le pH ajusté à 8.0-8.2 avec du NaOH. Pour la colonne 3 seulement, l'alcalinité a été augmentée à 1000 mg/L avec du NaHCO_3 comme source de C inorganique. La solution était maintenue en recirculation jusqu'à ce que les concentrations de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ et de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ soient réduites sous 1 mg N/L.

L'enlèvement de la biomasse, lorsque applicable, se faisait par lavage à contre-courant selon la séquence suivante :

Air à 5 L/min pendant 1 minute

Air à 5 L/min et effluent à 1.4 L/min pendant 3 minutes

Effluent à 1.4 L/min pendant 3 minutes

La durée de chaque étape pouvait varier, jusqu'à un maximum de 10 minutes pour le lavage au complet, selon la facilité avec laquelle la biomasse pouvait être dégagée.

7.5 Description des tests

Les trois colonnes ont été opérées en parallèle pour déterminer l'efficacité de traitement en présence d'un lit de calcaire par rapport à l'ajout externe de carbonate. C3 était la colonne témoin où les conditions étaient les mêmes que celles de l'étude pilote précédente i.e. un lit de sable et un apport externe de carbonate, température de 10°C et $[\text{NH}_4^+\text{-N}]$ de 50 mg N/L (St-Germain et Shink, 1996). C1 a servi à vérifier si l'apport externe de carbonate pouvait être remplacé par l'utilisation d'un lit de calcaire au lieu du sable. C2 a servi à déterminer le taux de consommation d'un lit de calcaire. Les conditions des tests sont résumées dans le Tableau 7.8

Tableau 7.8 Chronologie des tests réalisés avec chaque colonne

Colonne	Jour d'expérimentation (dates)	Test #	Spécifications
C1	0-22	P1	Recirculation
	23-166 (97/12/05 au 98/04/27)	P2	Optimisation du débit et de la concentration à 20°C
	167-190 (98/04/29 au 98/05/22)	1	10°C, 16 mL/min, 50 mg/L
	191-226 (98/05/26 au 98/06/30)	2	Vérification avec l'eau telle que reçue, 10°C, 60 mL/min, 15 mg/L NH ₄ -N, optimisation du PO ₄ .
C2	0-14 (97/12/07 au 97/12/21)	P3	Recirculation
	15-63 (97/12/22 au 98/02/08)	P4	Optimisation du débit et de la concentration à 20°C
	64-164 (98/02/09 au 98/05/20)	3	Taux de consommation du substrat, 20°C, 20 mL/min, 50 mg/L NH ₄ -N
	165-180 (98/05/21 au 98/06/05)	4	Effet de l'ajout de NaHCO ₃ dans la solution d'alimentation (200 mg/L)
C3	0-12 (97/11/20 au 97/12/02)	P5	Recirculation
	13-151 (97/12/03 au 98/04/20)	P6	Optimisation du débit et de la concentration à 20°C
	152-182	5	10°C, 20 mL/min, 50 mg/L
	183-202	6	Sans phosphate, 16 mL/min, 50 mg/L NH ₄ -N et 10°C.

N.B. : P1 à P6 sont des tests préliminaires

Afin d'avoir une meilleure vue d'ensemble de la durée impliquée pour chaque période (recirculation, optimisation, tests), les différentes étapes ont été représentées par rapport à la durée totale de l'étude dans la Figure 7.3. Chaque étape dans la figure porte la même identification que celle donnée dans le tableau 7.8 à la colonne du numéro de test.

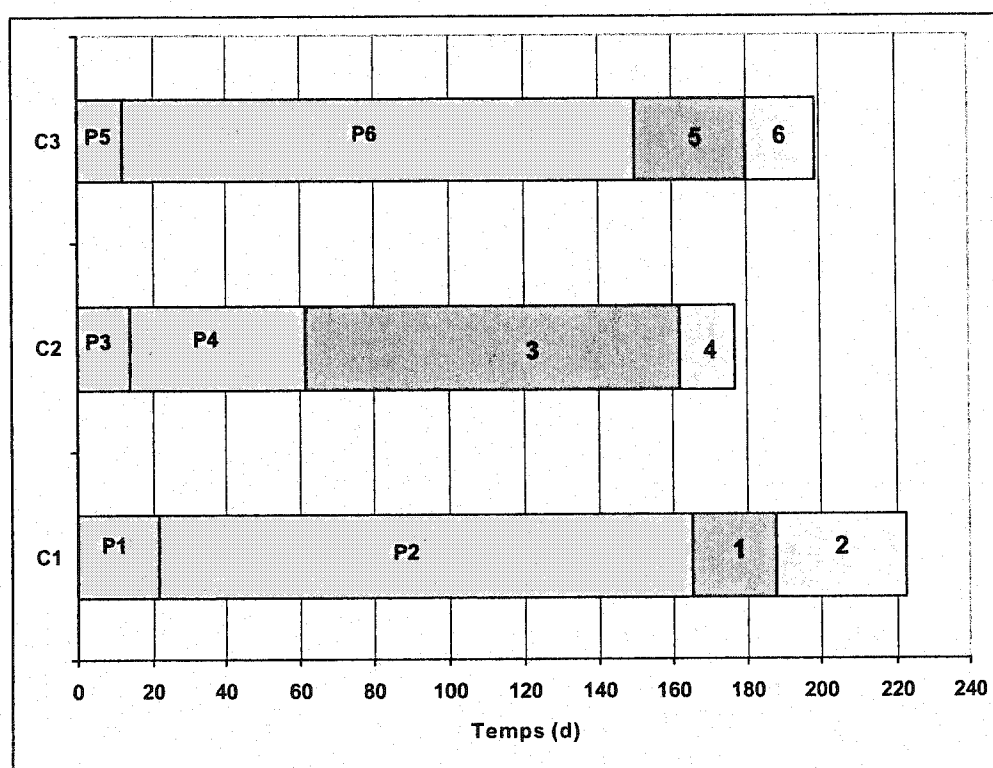


Figure 7.3 Représentation graphique de la durée des tests pour chaque colonne

7.6 Description des méthodes d'analyse

L'oxygène dissous (OD), le pH, l'alcalinité, le NO_3^- -N, le NO_2^- -N, le NH_4^+ -N, le PO_4^{2-} -P et la turbidité ont été mesurés en laboratoire. Les mesures d'OD ont été prises en utilisant une électrode polarographique connectée à un oxymètre Orion (modèle 820). Le pH a été mesuré à l'aide d'une sonde Cole-Parmer connectée à un multimètre de type Orion (modèle 290A). L'alcalinité a été déterminée par titrage d'un échantillon de 50 mL avec de l'acide sulfurique 0.1 N jusqu'à l'obtention d'un pH de 4.5. Les résultats ont été rapportés en tant qu'équivalent CaCO_3 . Pour ces mesures les échantillons étaient filtrés à l'aide de filtres Millipore 0.45 μm . Le NO_3^- -N et le NH_4^+ -N ont été mesurés avec des sondes ioniques sélectives de Hach appropriées sur des échantillons tamponnés avec des ajusteurs fortement ioniques, reliées à des multimètres Orion (modèle 290A). Le NO_2^- -N a été déterminé en utilisant un colorimètre DR-700 Hach avec procédure intégrée. Le phosphate a été suivi à l'aide d'un kit de Hach et la turbidité a été suivie en utilisant le turbidimètre Hach (modèle 2100P).

7.6.1 Laboratoire externe

Le NH_4^+ a été analysé sur des échantillons de 150 mL acidifié avec du HCl à un pH de moins de 2 par colorimétrie-spectrophotométrie robotisée suivant la méthode 4500-NH3B, D et H (Standard Methods, 1989). Le NO_2^- et le NO_3^- ont été analysés par chromatographie ionique sur des échantillons de 50 mL congelés. Le SO_4^{2-} a été analysé par chromatographie ionique sur des échantillons de 20 mL acidifié avec 3% HCl. Les métaux et le P ont été analysés par ICP-MS sur des échantillons de 20 mL acidifiés avec 3% HCl. Le PO_4^{2-} a été analysé par colorimétrie – spectrophotomètre robotisée sur des échantillons de 150 mL acidifiés à un pH inférieur à 2 avec du H_2SO_4 selon la méthode 4500-BE (Standard Methods, 1989). La DBO_5 et les MVES ont été analysés sur des échantillons de 1000 mL préservés à 10°C selon les méthodes 5210-B et 2540-E, respectivement (Standard Methods, 1989). Les MES ont été analysés sur des échantillons de 250 mL préservés à 10°C selon la méthode 2540-D (Standard Methods, 1989). Le COT a été analysé sur des échantillons de 100 mL acidifiés à un pH de moins de 2 avec du HCl selon la méthode 5310-B (Standard Methods, 1989). Le CIT a été analysé sur des échantillons de 100 mL préservé à 10°C selon la méthode 5310-B (Standard Methods, 1989) et par différence entre le carbone total et le COT.

Les détails des tests de toxicité avec la truite arc-en-ciel (96 heures) et *Daphnia magna* (48 heures) se trouvent dans l'Annexe I.

7.6.2 Assurance qualité/Contrôle de qualité

La procédure a consisté à mesurer des standards pour le NO_2^- , le NO_3^- et le NH_4^+ . Environ 10% des échantillons envoyés au laboratoire ont été ajustés pour une concentration spécifique. Des duplicatas et des solutions étalons ont aussi été envoyés.

Pour les données de NH_4^+ , NO_2^- et NO_3^- obtenues à l'interne, un facteur de correction, obtenu lors d'une étude précédente (St-Germain et Shink, 1996) et décrit dans le Tableau 7.9 a été appliqué. Lors de l'étude pilote précédente, une étude comparative de la précision et de la récupération des sondes ioniques utilisées avait été faite pour les eaux minières testées. A des limites de détection de 0.3 et 1 mg N/L pour la sonde d'ammoniaque et la sonde de nitrate, respectivement, la précision n'était jamais moins de 12% pour toutes les plages de valeurs où la plus grande précision (2-5%) a été observée à la plage de hautes concentrations (100-200 mg/L). L'étude assurance qualité/contrôle de qualité a démontré que la précision était suffisamment bonne pour utiliser les sondes ioniques pour l'opération au jour le jour de l'usine pilote. La corrélation entre ces données et les analyses par

chromatographie ionique a résulté en les équations décrites dans le Tableau 7.9.

Tableau 7.9 Facteur de correction

Ion	Formule	
	Solution d'alimentation (> 5 mg/L)	Effluent (< 5 mg/L)
$\text{NH}_4^+ \text{-N}$	$0.932 \text{ (labo)} - 2.775$	$0.898 \text{ (labo)} + 0.138$
$\text{NO}_2^- \text{N}$	$0.765 \text{ (labo)} - 2.759$	$0.729 \text{ (labo)} - 0.521$
$\text{NO}_3^- \text{N}$	0.839 (labo)	0.1 (labo)

A moins que ce ne soit spécifié autrement, les valeurs corrigées sont rapportées dans le texte.

CHAPITRE 8

RÉSULTATS

Les résultats sont divisés en trois sections: la comparaison du lit de calcaire au lit de sable, le taux de consommation du calcaire dans le lit de calcaire et les paramètres d'opération.

8.1 Comparaison entre le calcaire et le sable comme milieu immobilisant pour la nitrification

Dans un premier temps, le comportement de chaque réacteur pendant l'expérimentation est discuté, ensuite le taux d'enlèvement de l'ammoniaque est évalué pour être ensuite comparé à ceux obtenus lors d'une étude précédente. Finalement le paramètre limitant pour le lit de calcaire et les profils de concentration obtenus pour chaque réacteur sont discutés.

8.1.1 Évaluation du comportement de chaque réacteur pendant l'expérimentation

Les changements dans la concentration de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ et de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ dans la solution d'alimentation et l'effluent pour différents débits et températures pour

les colonnes C1, C2 et C3 sont présentés dans les Figures 8.1, 8.2 et 8.3, respectivement.

Le débit de la solution d'alimentation et l'aération étaient ajustés pour obtenir une concentration en $\text{NH}_4^+\text{-N}$ et en $\text{NO}_2^-\text{-N}$ de moins de 1 mg N/L à l'effluent pour une concentration en $\text{NH}_4^+\text{-N}$ dans la solution d'alimentation équivalente à 50 mg N/L. Les conditions testées par chaque colonne sont décrites dans le Tableau 7.2.

La Figure 8.1 illustre qu'une fois l'état d'équilibre établi, le lit de calcaire pouvait supporter une activité nitrifiante suffisamment intense pour obtenir à l'effluent des concentrations en $\text{NH}_4^+\text{-N}$ et en $\text{NO}_2^-\text{-N}$ de moins de 1 mg N/L pour une concentration moyenne dans la solution d'alimentation de 45 mg N/L $\text{NH}_4^+\text{-N}$. Ces résultats ont été obtenus pour une température de 10°C et un débit de 16 mL/min où le lit de calcaire lui-même servait de source de C. Il est de plus à noter qu'en tout temps la concentration de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ à l'effluent a été mesurée à la limite de détection, et ce, même à l'état de non-équilibre, tel que démontré par des concentrations en $\text{NH}_4^+\text{-N}$ de plus de 1 mg N/L, et en présence de pointes de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ dans la solution d'alimentation à près de 7 mg N/L correspondant à des cuvées fraîchement préparées de la solution d'alimentation.

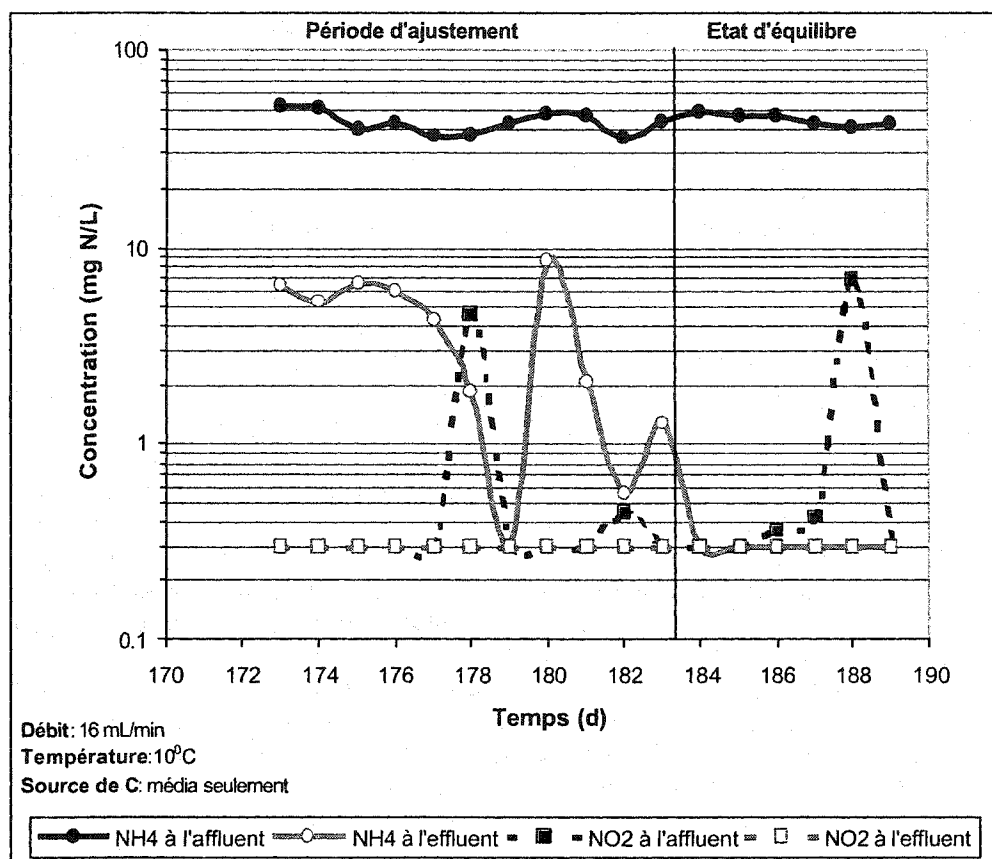


Figure 8.1 Changements dans la concentration de NH_4^+ et de NO_2^- pour C1

L'évolution du NH_4^+ -N et du NO_2^- -N pour la colonne C2 est présentée dans la Figure 8.2. Bien que le but du test avec la colonne C2 était d'évaluer le taux de consommation du substrat, les résultats sont néanmoins présentés car ils permettent d'évaluer la stabilité du réacteur car les conditions d'opération sont demeurées constantes pendant près de quatre mois.

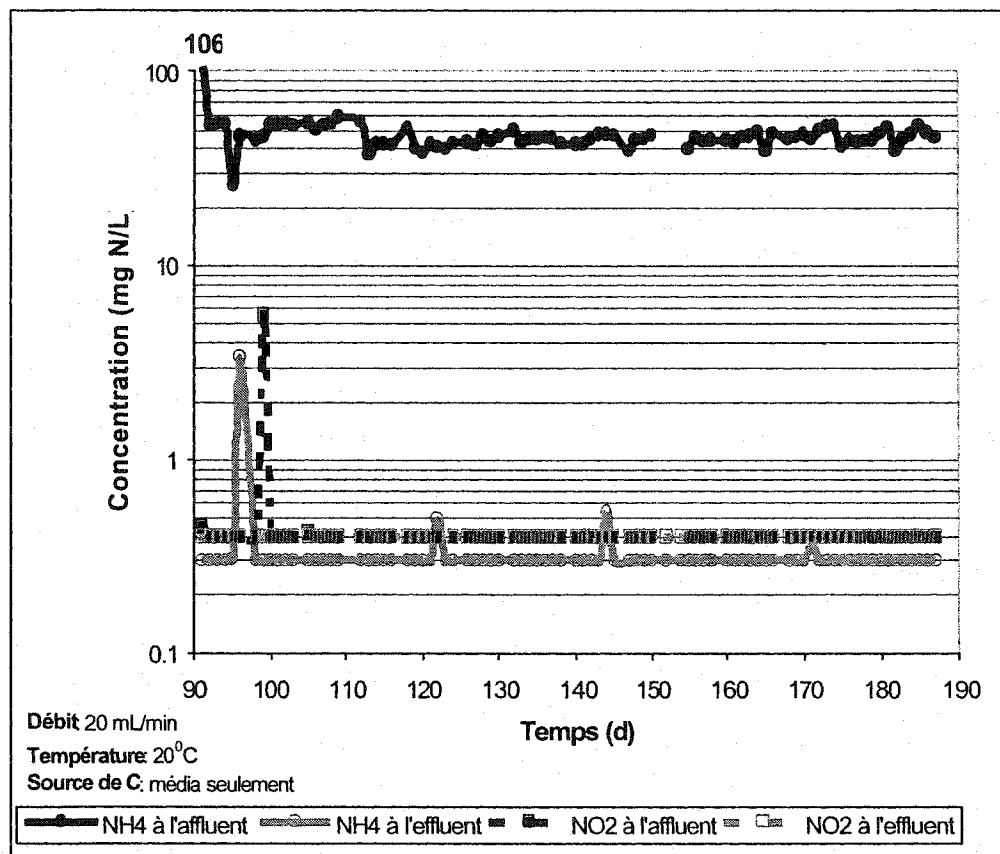


Figure 8.2 Changements dans la concentration de NH_4^+ et de NO_2^- pour C2

On peut observer que les concentrations de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ et de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ à l'effluent sont demeurées à moins de 1 mg N/L pendant toute la durée du test pour un débit de 20 mL/min, une température de 20°C et une concentration moyenne en $\text{NH}_4^+\text{-N}$ de 47.3 mg N/L dans la solution d'alimentation. Comme pour la colonne C1, l'on peut voir que le $\text{NO}_2^-\text{-N}$ est demeuré constamment à la

limite de détection même en présence d'une pointe de NO_2^- -N de 6 mg N/L dans la solution d'alimentation au 100^e jour d'expérimentation.

L'évolution du NH_4^+ -N et du NO_2^- -N pour la colonne C3 est présentée dans la Figure 8.3. La colonne C3 est le test témoin avec immobilisation sur lit de sable et ajout de NaHCO_3 comme apport de C. On peut observer sur la Figure 8.3 que le fait de baisser la température de 20 à 10°C a eu un effet marqué sur les bactéries nitrifiantes qui convertissent le NO_2^- en NO_3^- . En effet, alors qu'à 20°C la concentration en NO_2^- -N était en deçà de 1 mg N/L, elle a augmenté à 20 mg N/L avec la baisse de température à 10°C. Une concentration en NO_2^- -N à l'effluent de moins de 1 mg N/L a pu de nouveau être obtenu après 14 jours et une réduction du débit de 20 à 18 mL/min. Cependant, il a fallu faire un lavage à contre-courant le lendemain, tel qu'indiqué par les mesures de pertes de charge (discuté plus en détail dans la section 8.3.2). L'enlèvement de la biomasse a résulté en une baisse d'efficacité pour l'enlèvement du NH_4^+ et du NO_2^- . Les concentrations en NH_4^+ -N et en NO_2^- -N mesurées le lendemain du lavage à contre-courant étaient d'environ 15 mg N/L pour chacun des composés. Il a fallu 8 jours pour rétablir le niveau de NH_4^+ -N à moins de 1 mg N/L tandis que le niveau de NO_2^- -N était toujours à 6 mg N/L au moment du lavage à contre-courant.

subséquent, 14 jours après le premier, et ce malgré le fait que le débit ait été réduit de 18 à 16 mL/min.

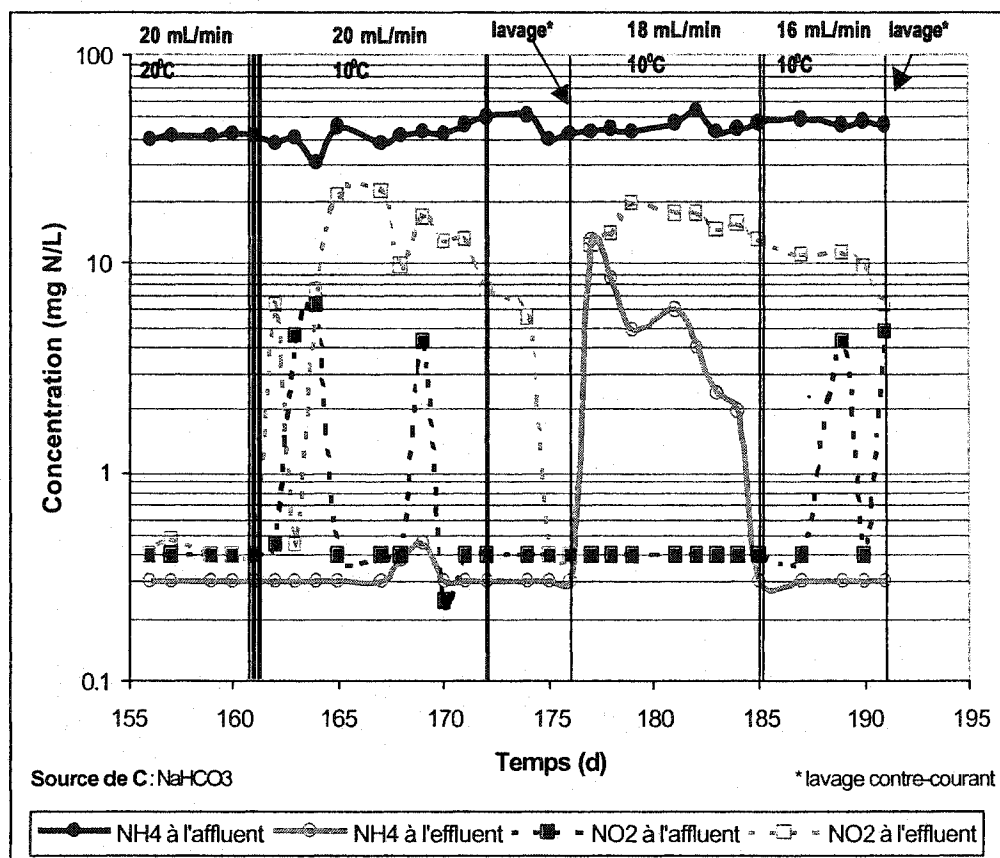


Figure 8.3 Changements dans la concentration de NH_4^+ et de NO_2^- pour C3

La Figure 8.3 démontre les limites du lit de sable pour la nitrification: 1) la population de bactéries nitrifiantes est beaucoup moins stable qu'avec un lit de calcaire, tel qu'observé par les résurgences de NO_2^- -N pour la colonne C3

mais non pour les colonnes C1 et C2, et 2) contrairement au lit de calcaire, le lit de sable nécessite des lavages à contre-courant périodiques pour l'enlèvement de l'excès de biomasse. Ces lavages affectent l'efficacité de la nitrification où la conversion du NO_2^- en NO_3^- est le facteur limitant.

8.1.2 Taux d'enlèvement de l'ammoniaque

Les taux de réduction de NH_4^+ et de NO_2^- sous forme d'azote total obtenus pour chaque réacteur sont présentés dans le Tableau 8.1. Les taux de réduction sont présentés sous trois formes: i) l'enlèvement net, ii) % de la concentration initiale et iii) l'enlèvement volumique.

L'enlèvement volumique a été comptabilisé de deux façons: 1) taux volumique global: basé sur la charge enlevée pour le volume total de lit vide, tel que décrit dans l'équation 8 et 2) taux volumique de profil: basé sur l'application de l'équation 8 selon le profil de concentration de la colonne (les détails de ces calculs sont présentés dans l'Annexe E). Le profil de concentration consiste à mesurer la concentration à différentes hauteurs dans la colonne.

$$\text{concentration (g/L)} * \text{débit (L/h)} / \text{volume de lit vide (m}^3\text{)} \quad (8)$$

Tableau 8.1 Taux d'enlèvement de $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)$ -N pour chaque colonne

Colonne	Temp. (°C)	Charge	Enlèvement de N			
		Superficielle	Net	%	Volumique (g/m ³ -h)	
		m/hr (US gpm/ft ²)			Global	Profil
C1	10	0.84 (0.34)	45.6 ± 2.42	98.7	13 ± 1	26 ± 3
C2	20	1.02 (0.41)	46.5 ± 8.39	98.4	17 ± 2	42 ± 4
C3	10	0.97 (0.40)	32.5 ± 8.80	71.7	11 ± 1	22 ± 2

A= 0.00114 m²; Q = C1, 0.96 L/h, C2, 1.16 L/h et C3, 1.11 L/h pour le taux de profil, C1, 0.96 L/h et C2 et C3, 1.14 L/h pour le taux global

On peut observer dans le Tableau 8.1, l'effet négatif sur la performance de la colonne C3 de l'enlèvement de la biomasse par les lavages à contre-courant. L'azote total moyen dans l'effluent de la colonne C3 était de 12.8 mg N/L (voir tableau E.4), très loin de l'objectif de moins de 1 mg N/L. La réduction n'a été que de 72% de l'apport initial d'azote vs plus de 98% pour les colonnes C1 et C2. Cependant, bien que l'on peut observer que le taux d'enlèvement volumique global sous-estime le niveau d'enlèvement comparativement au taux d'enlèvement volumique de profil, les taux d'enlèvement volumique obtenus pour la colonne C1 et la colonne C3 étaient sensiblement les mêmes.

Le taux d'enlèvement volumique basé sur le profil de concentration de la colonne démontre aussi qu'avec une augmentation de la température de 10 à 20°C, le taux a augmenté de 1.5 fois, de 26 (C1) à 42 g/m³-h (C2).

Le débit en terme de charge superficielle appliquée indique que l'utilisation du calcaire comme substrat deviendrait limitant avec une augmentation de la température. En effet, la charge superficielle appliquée pour le calcaire à 20°C (C2) est la même que celle appliquée pour le lit de sable à 10°C (C3). Alors qu'il a été démontré (St-Germain *et al.*, 1994) qu'avec le lit de sable la charge superficielle peut être doublée avec une augmentation de la température de 10 à 20°C.

8.1.3 Comparaison du taux d'enlèvement à d'autres études

Les résultats obtenus par la présente étude sont comparés aux résultats d'une étude pilote précédente qui visait à évaluer les performances d'un procédé de nitrification sur lit de sable (colonne C3 de l'étude actuelle). Les résultats sont présentés dans le Tableau 8.3 et les conditions de test sont décrites dans le Tableau 8.2.

Tableau 8.2 Conditions de test pour différentes études

Étude	Test	Eau testée	Média	Température (°C)	Débit (L/h)	Débit spécifique (L/L/h)
Pilote (1994-1995)	Hemlo	Hemlo ([N affluent] = 36 mg/L)	Sable	12	18	0.34
	Holloway	Holloway ([N affluent] = 100 mg/L)		10	6	0.11
Etude actuelle (1997-1998)	C1	Holloway ([N affluent] = 50 mg/L)	Calcaire	10	0.96	0.35
	C2		Calcaire	20	1.16	0.40
	C3		Sable	10	1.11	0.40

Volume de milieu immobilisant = étude pilote, 53 L, C1, 2.76 L, C2, 2.90 L et C3, 2.80 L.
 N.B. : le volume de milieu immobilisant inclut la couche fine plus le volume de sable de silice installé pour supporter la couche fine.

On peut observer du Tableau 8.3 que la colonne C3 de l'étude actuelle a obtenu une moins bonne performance qu'avec les tests pilotes. Le taux d'enlèvement volumique de profil obtenu avec la colonne C3 ($22 \text{ g/m}^3\text{-h}$) était inférieur d'environ 30% à ceux obtenus par les tests pilotes (32 et $30 \text{ g/m}^3\text{-h}$). La différence s'explique par le fait qu'aucun lavage à contre-courant pour l'enlèvement de la biomasse n'a été appliqué durant les tests pilotes. Le taux d'enlèvement volumique de profil obtenu avec le lit de calcaire à 10°C pour la colonne C1 était inférieur de 14 à 20% à ceux obtenus pour les tests pilotes pour une même température (26 vs 32 et $30 \text{ g/m}^3\text{-h}$).

**Tableau 8.3 Comparaison des taux d'enlèvement de l'étude actuelle
avec une étude pilote précédente**

Etude	Test	Charge superficielle (US gpm/ft ²)	Enlèvement de N			
			Net (mg/L)	%	Taux volumique (g/m ³ .h)	
					Global	Profil
Pilote (1994-1995)	Hemlo	0.42	35.5	98	13	32
	Holloway	0.14	88.9	95	10	30
Etude actuelle (1997-1998)	C1	0.34	45.6	99	13	26
	C2	0.41	46.5	98	17	42
	C3	0.40	32.5	72	11	22

8.1.4 Paramètre limitant pour le lit calcaire

Afin de vérifier si le taux de dissolution du calcaire était le paramètre limitant pour la nitrification, un test où 200 mg/L de NaHCO_3 était ajouté à la solution d'alimentation a été fait avec la colonne C2. Dans le cas où la dissolution du calcaire est le paramètre limitant pour l'apport de C aux bactéries nitrifiantes, le NaHCO_3 sera utilisé. Les résultats sont présentés dans la Figure 8.4.

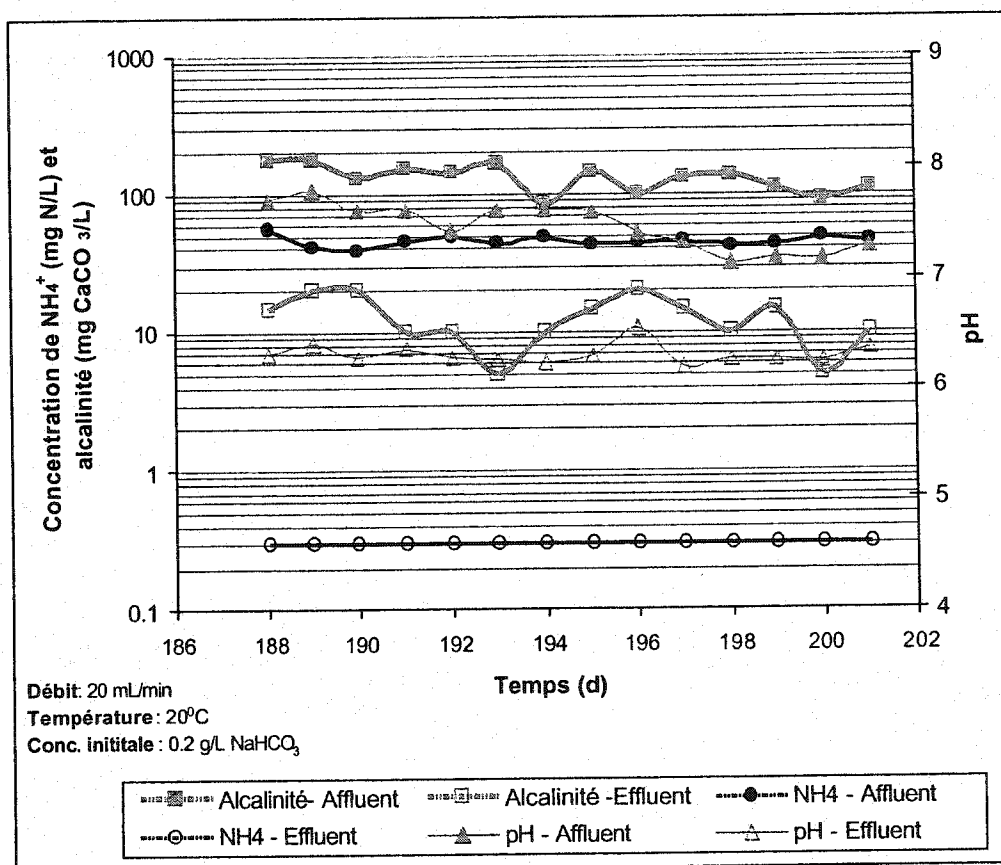


Figure 8.4 Évolution de l'alcalinité, du NH_4^+ et du pH pour C2

L'alcalinité permet de suivre la consommation de NaHCO_3 . On peut observer de la Figure 8.4 que le NaHCO_3 ajouté est consommé puisque l'alcalinité est réduite de 100 à 200 mg/L dans la solution d'alimentation à moins de 20 mg/L dans l'effluent. Donc, il apparaît que la nitrification sur lit de calcaire est limitée par la dissolution du calcaire.

8.1.5 Profil de concentration pour chaque réacteur

Les profils de pH et de concentration pour le NH_4^+ , le NO_2^- et le NO_3^- pour chaque colonne sont présentés dans les Figures 8.5, 8.6 et 8.7, respectivement. La Figure 8.5 présente les résultats du jour d'expérimentation 187 pour la colonne C1. Les résultats montrent que 71% du lit est utilisé pour l'enlèvement du $\text{NH}_4^+\text{-N}$ i.e. 1.6 L de volume de lit vide vs un volume total de lit vide de 2.25 L. Le $\text{NO}_2^-\text{-N}$ est très rapidement consommé. La concentration est réduite à moins de 1 mg N/L dans le premier 0.5 L de volume de lit vide où elle demeure tout le long de la colonne. Il n'y a aucune accumulation de $\text{NO}_2^-\text{-N}$. Le profil de pH indique une baisse de 7 à 5 dans le premier 1 L de volume pour ensuite graduellement remonté à 6.6 dans la dernière partie du lit.

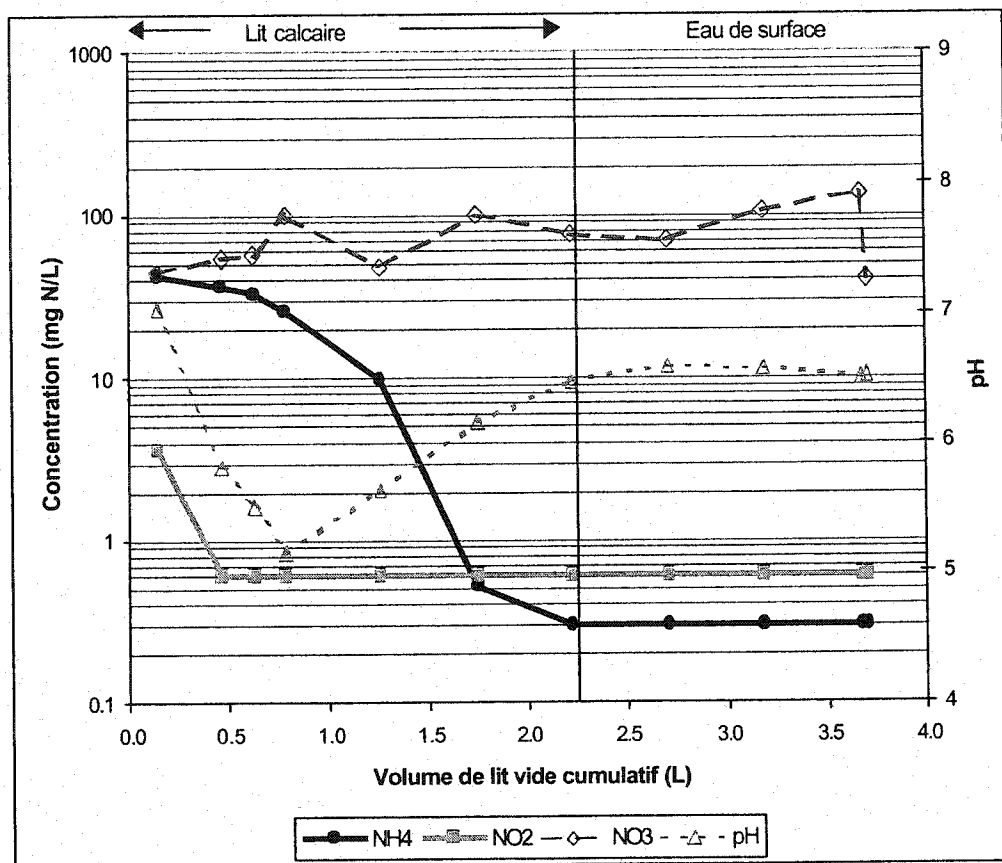


Figure 8.5 Évolution du pH et des concentrations de NH_4^+ , NO_2^- et NO_3^- à travers C1 au jour 187

Les résultats du jour d'expérimentation 187 pour la colonne C2 sont présentés dans la Figure 8.6. Le même type de profil que pour la colonne C1 a été obtenu pour tous les paramètres. Une réduction graduelle du $\text{NH}_4^+\text{-N}$ sur le premier 1.5 L de volume de lit vide peut être observé. Le $\text{NO}_2^-\text{-N}$ est réduit à moins de 1 mg N/L dans le premier 0.25 L de lit vide. Le pH diminue

de 6.8 à 5.5 dans le premier 1.25 L de lit vide pour ensuite remonter à 6.5 dans le restant du lit.

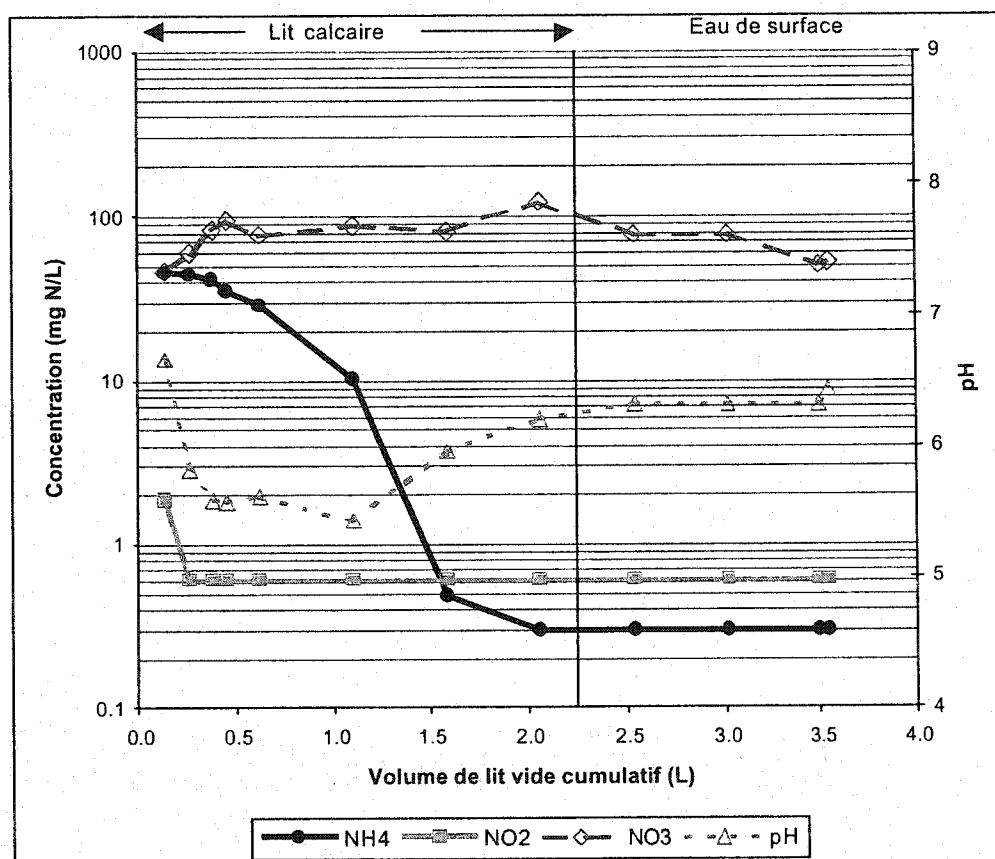


Figure 8.6 Évolution du pH et des concentrations de NH_4^+ , NO_2^- et NO_3^- à travers C2 au jour 187

Les résultats du jour d'expérimentation 189 pour la colonne C3 sont présentés dans la Figure 8.7. La colonne C3 comme les colonnes C1 et C2 montre une réduction graduelle du $\text{NH}_4^+\text{-N}$ dans le premier 1.5 L de lit vide et une baisse du pH de 8.0 à 7.35 dans le premier 1.25 L de lit vide pour

ensuite remonter à 7.9 dans le reste du lit. La différence entre la colonne C3 et les colonnes C1 et C2 est le profil de NO_2^- -N où l'on peut observer une augmentation du NO_2^- -N dans le premier litre de lit vide.

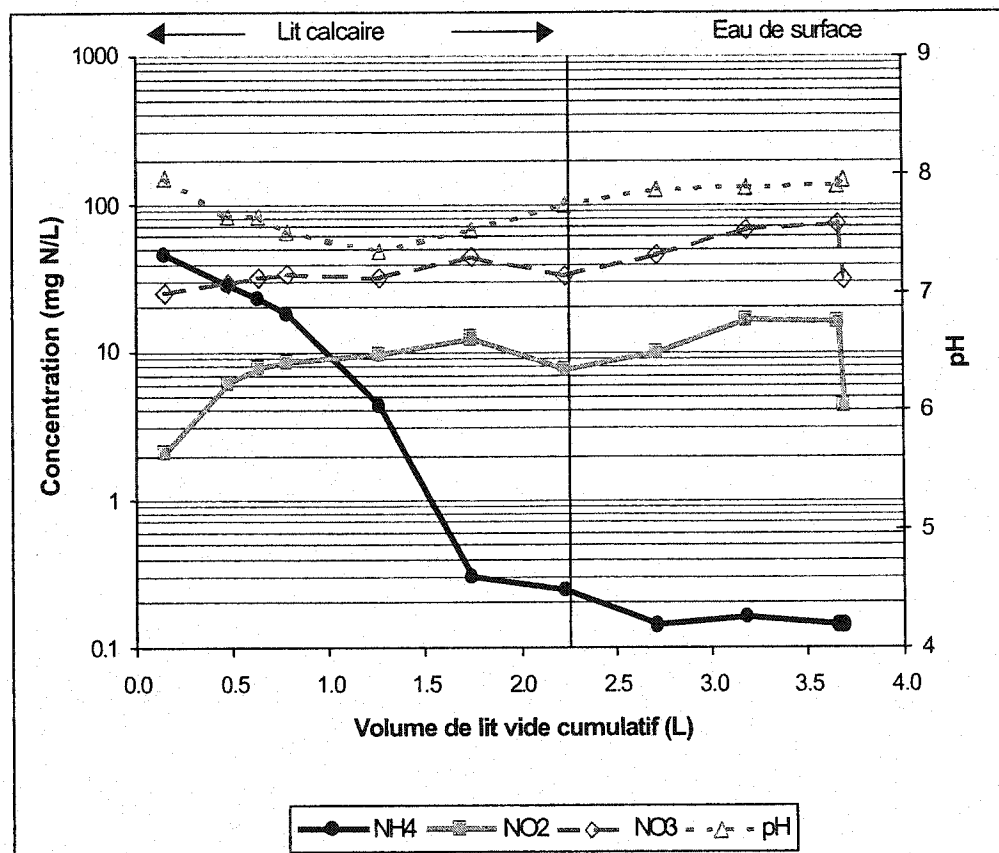


Figure 8.7 Évolution du pH et des concentrations de NH_4^+ , NO_2^- et NO_3^- à travers C3 au jour 187

Cependant, le profil de NO_3^- pour les trois colonnes étudiées et le profil de NO_2^- pour la colonne C3 ne correspondaient pas au profil type de la nitrification biologique. Un profil type de la nitrification biologique peut être

observé dans la Figure 8.8. Dans un tel profil, on s'attendrait à observer: 1) une réduction graduelle de l'ammoniaque jusqu'à l'enlèvement complet, 2) une augmentation momentanée de la concentration de NO_2^- et 3) une augmentation graduelle du NO_3^- stabilisant à la concentration maximale.

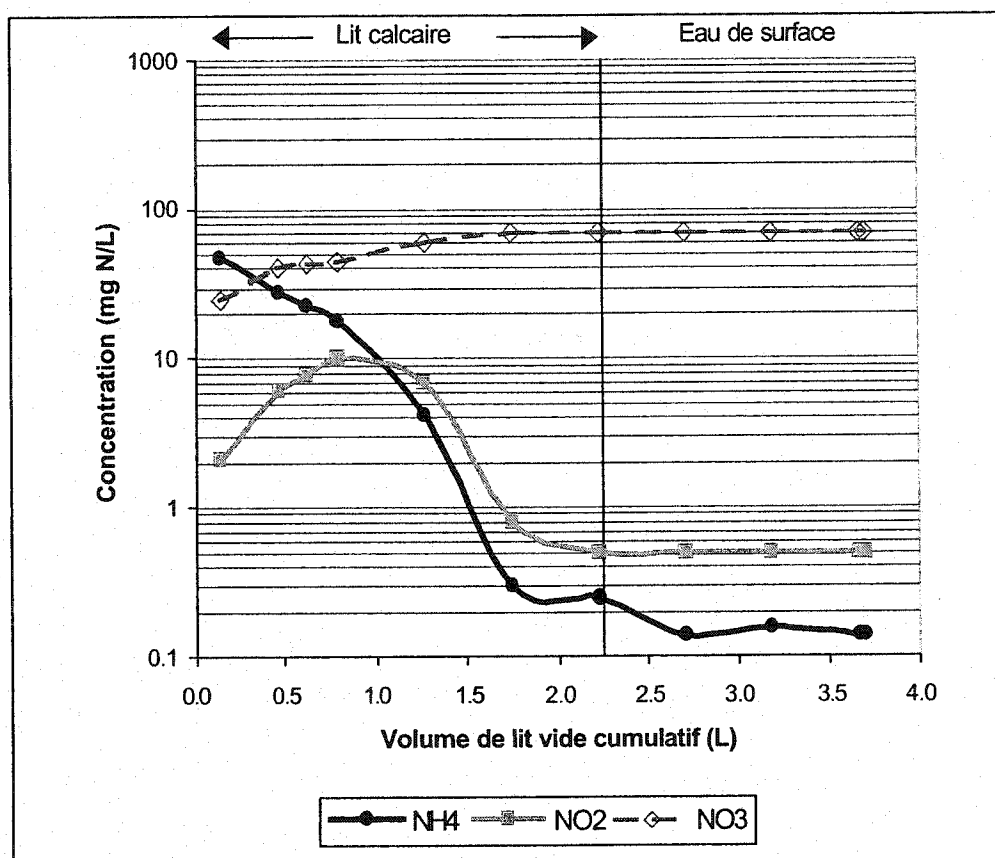


Figure 8.8 Évolution des concentrations de NH_4^+ , NO_2^- et NO_3^- à travers une colonne selon le profil type de la nitrification biologique

Hors, ce que l'on a observé pour les trois colonnes a été une variation erratique de la concentration de NO_3^- tout au long du profil de colonne et où

la concentration à l'effluent était sensiblement la même que la concentration dans la solution d'alimentation. Autrement dit, la concentration de nitrate ne s'est pas stabilisée à une concentration maximale alors que tout l'ammoniaque et le nitrite disponible avaient été dégradés. De plus, la même tendance a été observée pour le NO_2^- de la colonne C3 à une concentration près de 10 mg N/L. Ces résultats ont été obtenus en dépit d'une conservation adéquate des échantillons (congelés jusqu'à l'analyse) et sans que des incidents particuliers aient été notés pendant l'analyse par chromatographie ionique.

Cependant, l'ammoniaque a bel et bien été oxydé en nitrate comme l'indique une comparaison basée sur la différence nette entre la solution d'alimentation et l'effluent pour chaque colonne, tel que mesuré par électrode et démontré dans les Figures 8.9, 8.10 et 8.11.

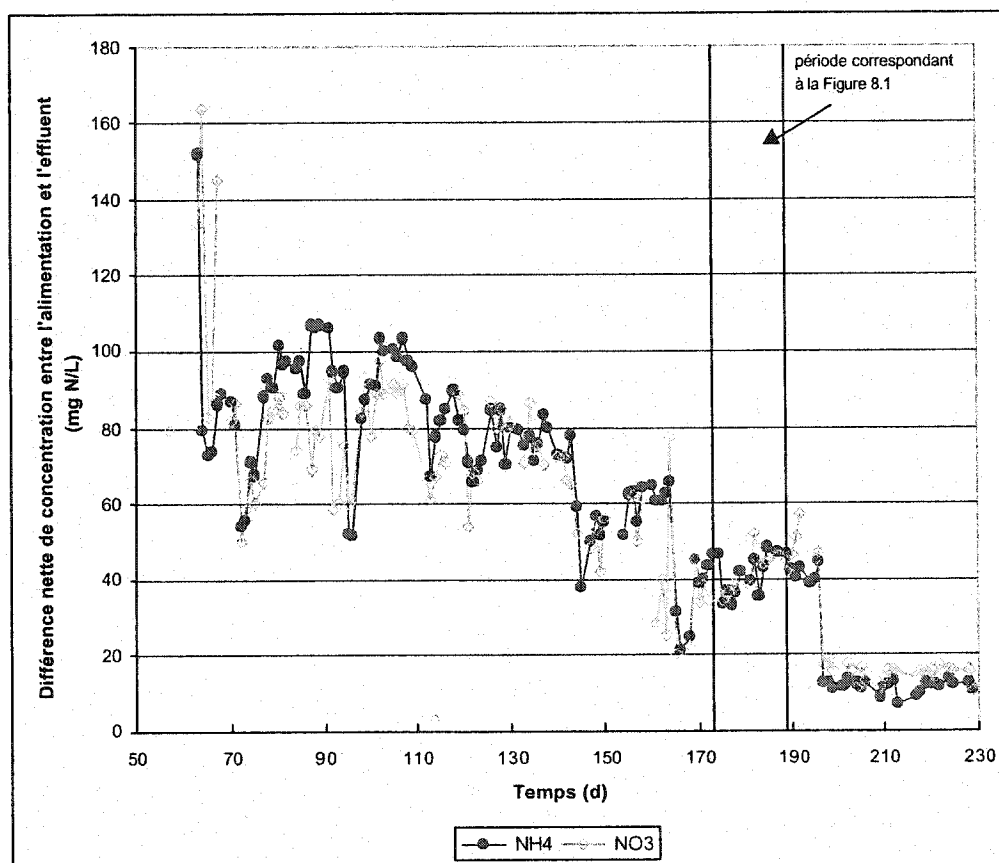


Figure 8.9 Comparaison de la réduction nette de la concentration de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ et de l'augmentation nette de la concentration de $\text{NO}_3^-\text{-N}$ pour C1

La Figure 8.9 démontre que la conversion complète de l'ammoniaque en nitrate ne s'est effectuée qu'à partir du 110^e jour d'expérimentation, moment à partir duquel la production de nitrate était équivalente à la réduction de l'ammoniaque. Avant le 110^e jour, la production de nitrate était déficitaire par rapport à la réduction de l'ammoniaque.

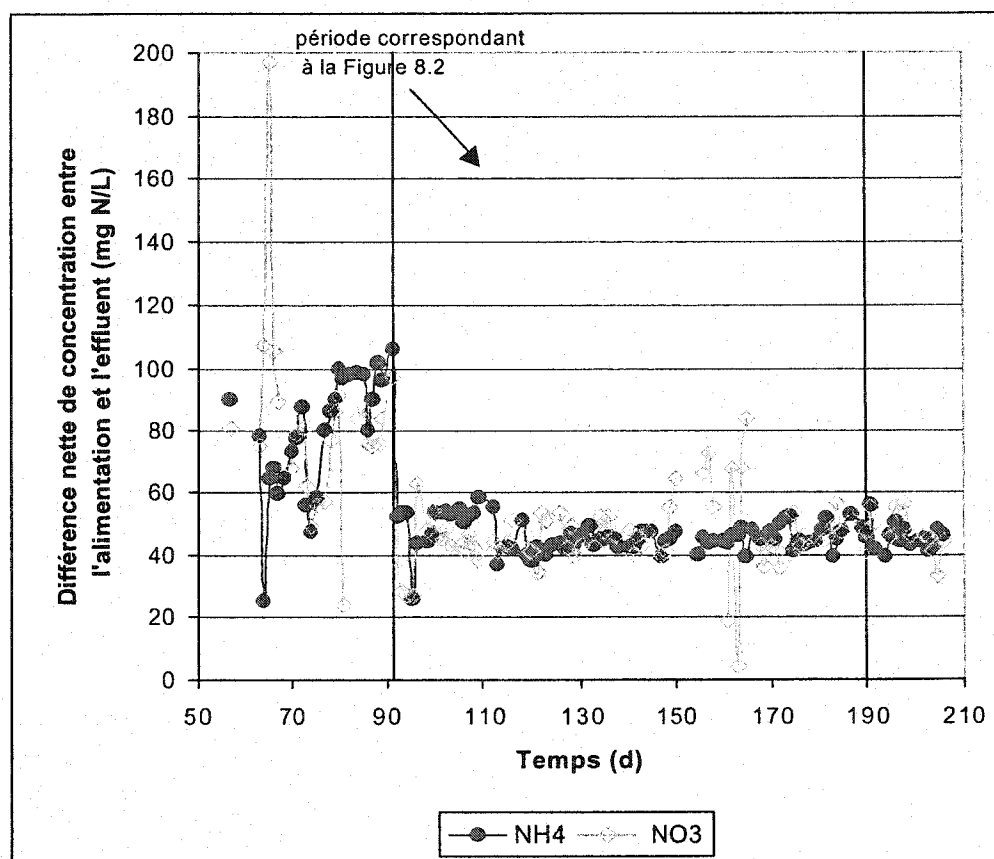


Figure 8.10 Comparaison de la réduction nette de la concentration de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ et de l'augmentation nette de la concentration de $\text{NO}_3^-\text{-N}$ pour C2

La Figure 8.10 démontre qu'à partir du 70^e jour d'expérimentation la colonne C2 a atteint l'état d'équilibre où elle est demeurée pendant toute l'expérimentation. Les conditions d'opération utilisées (débit de 20 mL/min à 20^oC) étaient donc adéquates pour le système.

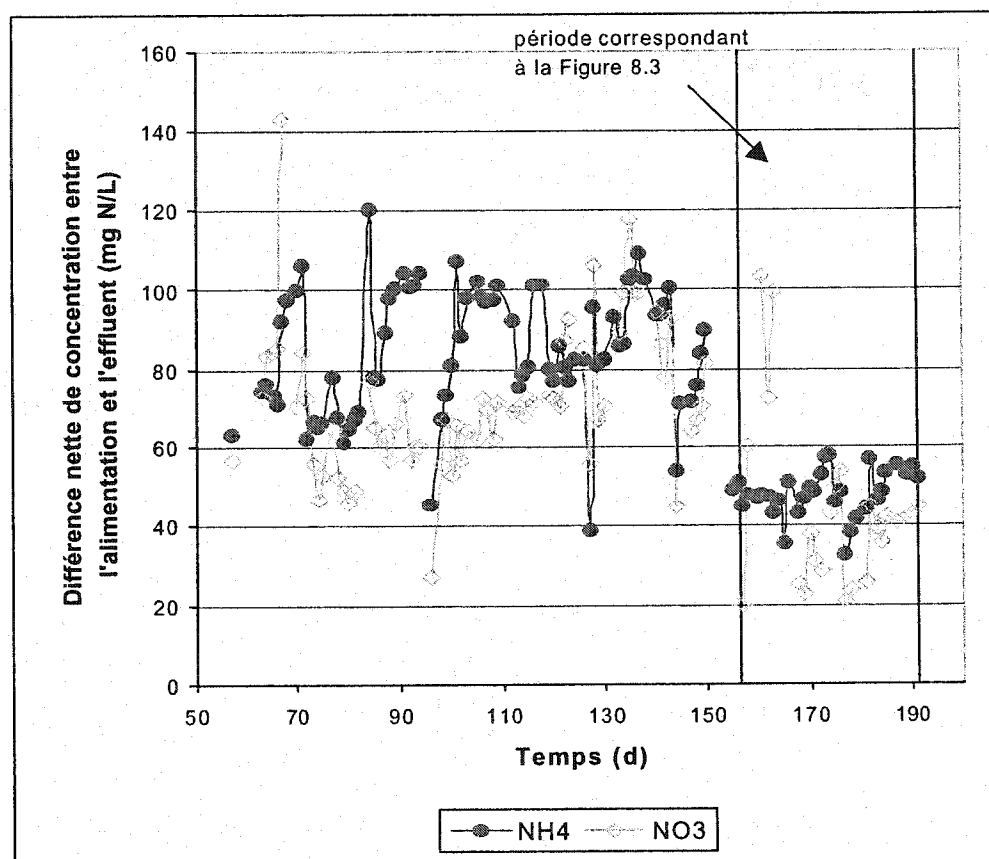


Figure 8.11 Comparaison de la réduction nette de la concentration de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ et de l'augmentation nette de la concentration de $\text{NO}_3^-\text{-N}$ pour C3

La Figure 8.11 démontre que le système de la colonne C3 était beaucoup plus instable. La conversion complète de l'ammoniaque en nitrate a pu être observée seulement entre le 115^e et le 150^e jour d'expérimentation.

La variation dans la concentration de NO_3^- et NO_2^- observée lors des profils de colonne (Figure 8.5, 8.6 et 8.7) est sûrement attribuable à la nature de l'eau testée. L'eau étudiée a été caractérisée comme étant sursaturée en

CO₂ (St-Germain, 1998). L'aération des colonnes a provoqué le dégazage de CO₂ de l'eau. Le dégazage du CO₂ a pu être indirectement observé par une remontée du pH dans tous les profils de colonne, une fois tout l'ammoniaque oxydé (Figures 8.5, 8.6 et 8.7). En effet, le dégazage du CO₂ de l'eau a pour effet d'augmenter le pH. Alors que la nitrification biologique au contraire acidifie l'eau. Cependant, des investigations plus poussées sont requises pour déterminer comment le dégazage du CO₂ a une influence sur le NO₃⁻ et NO₂⁻.

8.2 Dissolution du lit calcaire

8.2.1 Taux de dissolution chimique du calcaire

La dissolution purement chimique du calcaire dans les conditions testées i.e. l'eau minière d'Holloway avec un pH légèrement alcalin (8.0) a été évaluée en absence d'activité microbiologique. Les conditions expérimentales et les résultats sont résumés dans le Tableau 8.4.

Les résultats du Tableau 8.4 démontrent clairement qu'une certaine dissolution du lit de calcaire, où le d_{moyen} des particules est de 3 mm, peut être observée pour des temps de rétention hydraulique plus grands qu'environ 200 minutes. A un temps de rétention de 300 minutes, la dissolution se traduisant par une différence nette positive, était de l'ordre de 15 mg/L CaCO_3 . Aux débits testés pour les colonnes C1 à C3, i.e. 16 à 20 mL/min, le temps de rétention hydraulique correspondant serait de 62.5 à 78.1 min, ce qui est nettement plus rapide que les 200 minutes requises pour commencer à observer une dissolution du calcaire.

**Tableau 8.4 Dissolution chimique du calcaire pour l'eau minière
d'Holloway**

Test	Débit (mL/min)	t_{vide}^{**} (min)	Affluent		Effluent		Différence nette d'alcalinité (mg CaCO ₃ /L)
			pH	Alcalinité (mg CaCO ₃ /L)	pH	Alcalinité (mg CaCO ₃ /L)	
I	31.0	40	7.85	91	7.75	82	- 9
II	8.0	150	7.64	85	7.60	83	- 2
III*	4.0	300	7.65	58	7.81	73	15

* moyenne de 3 tests

** : temps de rétention basé sur volume de vides (1.2 L)

8.2.2 Taux de dissolution du calcaire en présence de bactéries nitrifiantes

Le ratio de la masse de calcaire consommée sur la masse de (NH₄⁺+ NO₂⁻)-N oxydée pour les colonnes C1, C2 et C3 est présenté dans le Tableau 8.5. Les détails du calcul de la masse consommée de CaCO₃ pour chaque colonne sont présentés en Annexe F. La masse de CaCO₃ consommée pour le média a été calculée en mesurant le poids au début et à la fin des tests et en soustrayant de la masse finale le poids dû à la présence des bactéries. Les ratios g de CaCO₃ consommé/g de (NH₄⁺+ NO₂⁻)-N oxydé obtenus pour

la colonne C1 et la colonne C2 étaient similaires (6.7-6.8) et inférieur à celui obtenu pour la colonne C3 (7.6).

Tableau 8.5 Calcul du ratio de CaCO_3 consommé sur le $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)\text{-N}$ oxydé

Colonne	Masse de CaCO_3 consommée			N total oxydé			Ratio $\text{CaCO}_3/$ $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)$ (g/g N)
	Média (g)	Affluent (g)	Total (g)	Phase de démarrage (g)	Phase continue (g)	Total (g)	
C1	1097	279	1376	1.3	203.2	204.5	6.7
C2	956	157	1113	0.9	162.9	163.8	6.8
C3	n/a	1750	1750	2.0	227.7	229.7	7.6

Le ratio g de CaCO_3 consommé/g de $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)\text{-N}$ oxydé obtenu dans les tests pilotes de l'étude précédente (7.4, St-Germain and Shink, 1995) avec une colonne semblable à C3 était similaire à celui obtenu avec C3 de l'étude actuelle (7.6). Ce qui confirme qu'avec un apport externe d'alcalinité, le taux de consommation augmente et est supérieur à la valeur théorique de 7.14 (Fillos *et al.*, 1996).

8.3 Optimisation des conditions d'opération

Les paramètres discutés sont l'apport d'oxygène et l'enlèvement de la biomasse en tant que paramètres critiques pour le rendement optimal du procédé étudié, la production de biomasse pour une évaluation des déchets rejetés et finalement, la période de démarrage des réacteurs pour son influence sur la conception future des réacteurs.

8.3.1 Aération

Les manipulations effectuées visaient à déterminer l'effet du débit et du mode d'aération mais non la façon d'ajouter l'oxygène.

Les conditions d'opération pour l'aération ont été sélectionnées basé sur le suivi de la concentration de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ et $\text{NO}_2^-\text{-N}$ à l'effluent. Le débit optimal d'aération est sélectionné en maintenant les autres conditions constantes (débit et concentration à l'entrée), dans ce cas une baisse graduelle de la concentration de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ et $\text{NO}_2^-\text{-N}$ à l'effluent peut être observée.

Les changements de débit et conditions d'aération ainsi que la concentration d'oxygène dissous mesurée à l'effluent sont présentés pour la colonne C2 seulement à la Figure 8.12. Les changements pour les colonnes C1 et C3 peuvent être trouvés en Annexe G, aux Figures G.1 et G.2 pour les colonnes C1 et C3, respectivement.

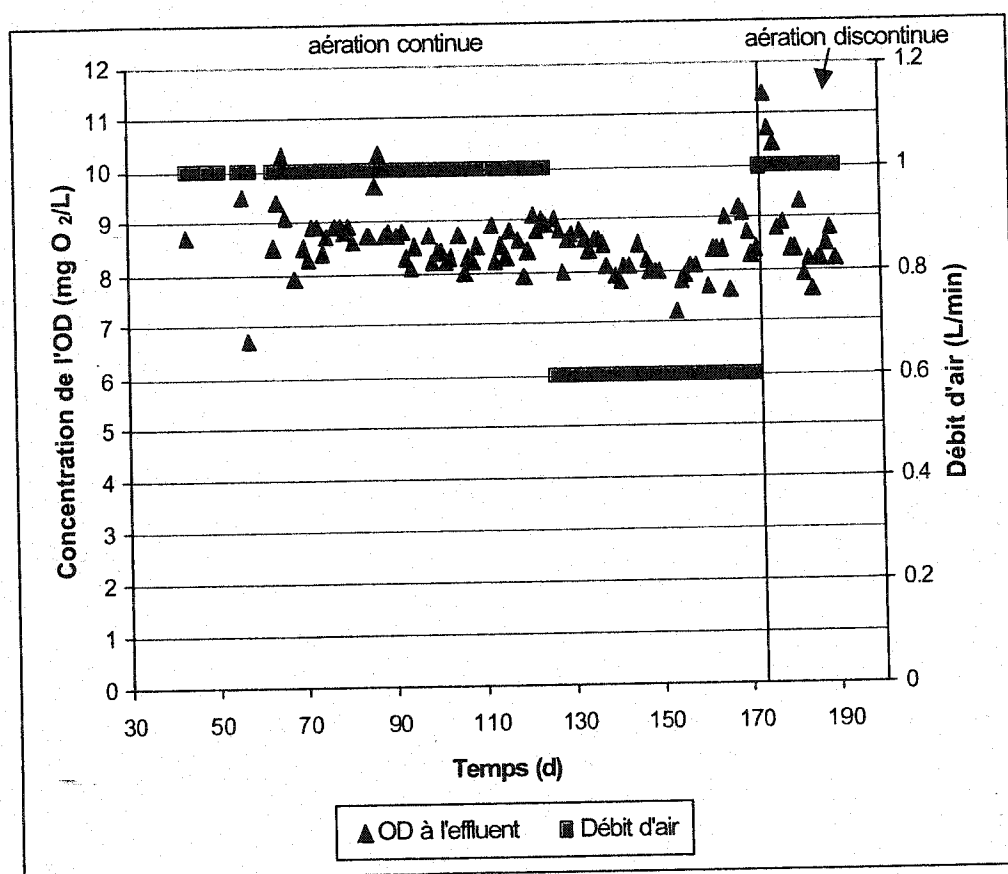


Figure 8.12 Effet de l'aération sur la concentration du OD pour C2

Les résultats obtenus avec les trois colonnes ont démontré que l'aération ne vise pas seulement à fournir un apport en oxygène mais à augmenter le transfert de masse puisque le débit utilisé, tel que démontré ci-dessus pour la colonne C2, dépassait largement les besoins pour l'oxygène dissous puisque le OD a toujours été mesuré à des concentrations excédant 6 mg/L. Le passage à une aération discontinue (30 sec en marche/30 sec en arrêt) confirme cette observation puisqu'il n'y a pas eu d'effet notable sur la performance des colonnes.

Le principal objectif étant de vérifier qu'une aération discontinue pouvait aussi bien rencontrer les besoins du procédé, il n'y a pas eu d'optimisation très précise quant au cycle d'aération, un paramètre qui devra être évalué de plus près pour un système à pleine échelle.

8.3.2 Lavage à contre-courant (enlèvement de l'excès de biomasse)

Dans la présente étude, l'optimisation du lavage à contre-courant s'est faite au niveau de la fréquence puisque les conditions spécifiques du cycle de lavage (débit et durée) ont été établies dans une étude précédente (St-Germain *et al.*, 1994). La nécessité de faire un lavage à contre-courant pour enlever l'excédent de biomasse était vérifiée pour chaque colonne en

mesurant le niveau de perte de charge pour chacune d'elles. Les mesures prises pour les trois colonnes pour une période donnée sont montrées dans la Figure 8.13.

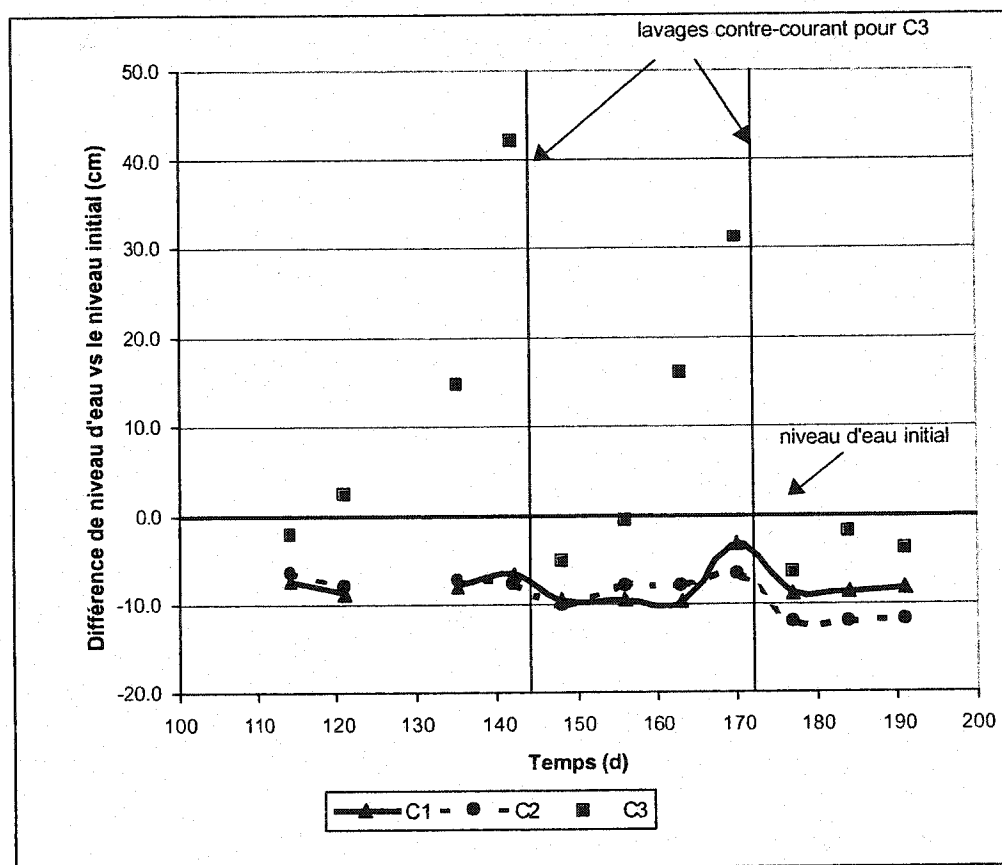


Figure 8.13 Variation de la perte de charge pour C1, C2 et C3

On peut clairement observer dans la Figure 8.13 que la perte de charge a augmentée de façon significative pour la colonne C3 seulement. La Figure

8.13 montre qu'un lavage contre-courant doit être fait à environ tous les 15 jours pour la colonne C3. Les colonnes C1 et C2 n'ont démontré aucune augmentation de la perte de charge, ce qui implique que les lavages contre-courant ne sont pas nécessaires pour les colonnes utilisant un lit de calcaire.

8.3.3 Quantification des boues générées

La production de biomasse est examinée ici de l'angle des boues générées afin de déterminer la quantité de résidus solides qui devra être disposé pour les procédés de nitrification étudiés. La quantité de boues générées, incluant la biomasse et le matériau immobilisant (calcaire ou sable), a été mesurée en filtrant l'effluent et le lixiviat des lavages à contre-courant et en mesurant le poids sec du résidu récolté. Le rapport de la quantité de boues produite sur la quantité de $(\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-)\text{-N}$ oxydé pour chaque colonne est présenté dans le Tableau 8.6. Le détail des calculs se trouve en Annexe H.

Tableau 8.6 Production de boues par quantité de N oxydé

Colonne	Quantité de boues générées MES (g)			Quantité de ($\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-$) oxydé (g N)	Ratio de boues générées sur ($\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-$) oxydé (g/g N)
	provenant de l'effluent	provenant des lavages	total		
C1	7.7	20.8	28.5	204.5	0.14
C2	10.5	9.2	19.7	163.8	0.12
C3	1.2	10.2	11.4	229.7	0.05

La première chose à noter du Tableau 8.6 est que le ratio boues générées sur N oxydé obtenu pour les colonnes C1 et C2 est nettement supérieur à celui obtenu pour la colonne C3. Cependant, les trois ratios sont inférieurs à la valeur théorique de 0.17 g biomasse/g de N oxydé, obtenue de l'équation 10. De plus, les boues récoltées à l'effluent comptaient pour environ 30 à 50% de la masse totale collectée pour les colonnes C1 et C2 tandis qu'elles comptaient pour seulement 10% de la masse totale pour la colonne C3. Donc, la séparation de la biomasse de l'effluent sera un paramètre important à optimiser pour la nitrification sur lit de calcaire.

8.3.4 Source et dosage de phosphate

Les tests faits avec le phosphate visaient 2 objectifs. Premièrement, suite à une accumulation de phosphate dans le réacteur, déterminer la concentration d'équilibre dans l'effluent et le temps requis pour établir cet équilibre et vérifier si la concentration d'équilibre peut supporter l'activité nitrifiante. Deuxièmement, déterminer la concentration optimale d'acide phosphorique pour maintenir une concentration en P de moins de 1 mg P/L à l'effluent.

Aux trois colonnes, 73 mg/L de K_2HPO_4 a été ajouté à la solution d'alimentation pendant toute la durée des tests. La concentration moyenne de PO_4 -P mesurée pour les trois colonnes est décrite dans le Tableau 8.7. On peut observer que la majeure partie du PO_4 était précipité à la préparation de la solution d'alimentation puisque du 13.0 mg P/L en PO_4 ajouté, il ne reste dans la solution d'alimentation que 1.5 à 4.0 mg P/L. Il est de plus à noter qu'en présence du bicarbonate davantage de K_2HPO_4 a été solubilisé. Finalement, la différence de concentration entre la solution d'alimentation et l'effluent s'expliquerait par les besoins en phosphate de la biomasse. En effet, 0.21 mg/L en phosphore total serait requis par la biomasse pour l'oxydation de 50 mg/L d'azote. Les détails du calcul sont en Annexe I.

Tableau 8.7 Concentration moyenne de PO_4 mesurée à l'entrée et à la sortie des colonnes

Colonne		Concentration de PO_4 (mg P/L)	
		Solution d'alimentation	Effluent
C1 (pas de NaHCO_3)		1.5	1.3
C2	pas de NaHCO_3	1.9	1.8
	+ 200 mg/L NaHCO_3	4.0	3.8
C3 (+1000 mg/L NaHCO_3)		3.8	3.6

Afin de déterminer la concentration à l'équilibre du P dans l'effluent et le temps requis pour établir cet équilibre, la colonne C3 a été opérée avec de l'eau du robinet sans amendement. Les résultats sont présentés dans la Figure 8.14. On peut observer que l'équilibre s'est établi en 12 jours à une concentration en P total d'environ 0.4 mg/L.

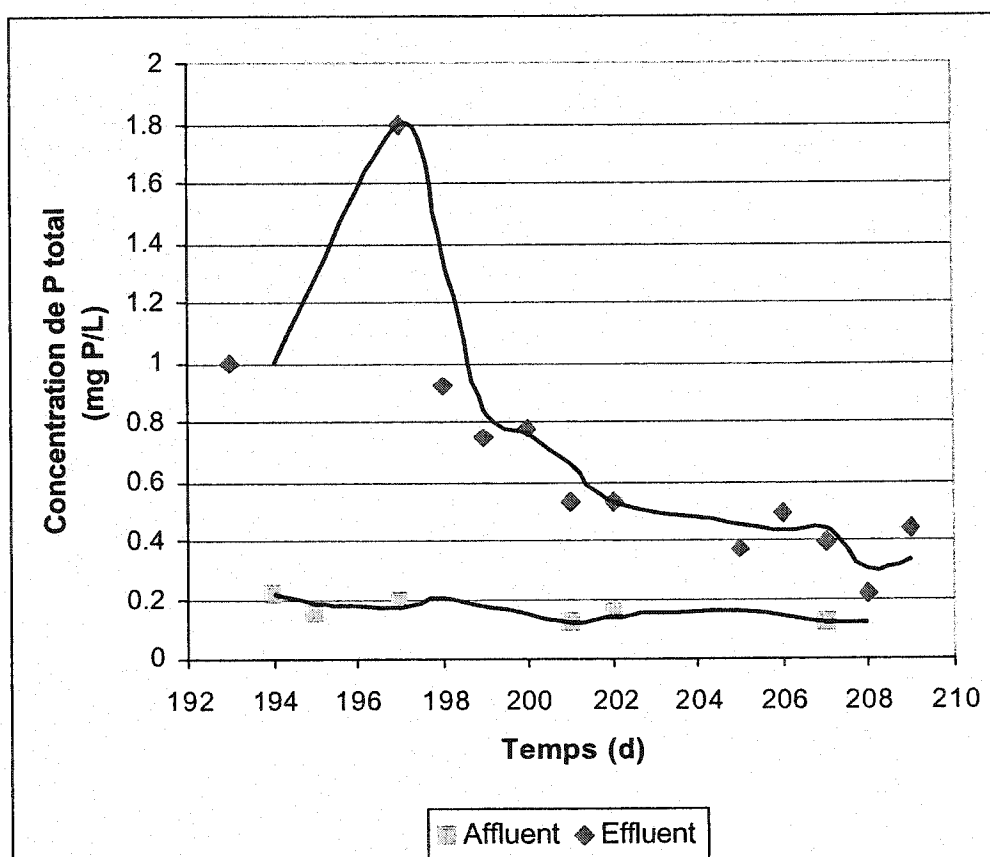


Figure 8.14 Changement dans la concentration en P total à l'affluent et l'effluent pour C3 en absence d'ajout de phosphate

L'optimisation avec l'acide phosphorique et la vérification de l'activité nitrifiante en absence de source externe de phosphate s'est fait avec la colonne C1. Les résultats sont présentés dans la Figure 8.15. On peut observer que la concentration d'acide phosphorique doit être maintenue à moins de 2.7 mg P/L pour obtenir une concentration en P à l'effluent à moins de 1 mg P/L. La Figure 8.15 indique aussi que le phosphate accumulé dans

la colonne n'était pas suffisant pour maintenir l'activité des bactéries nitrifiantes puisque le $\text{NH}_4^+\text{-N}$ a remonté à 3.5 mg/L, 5 jours après avoir coupé l'apport de phosphate.

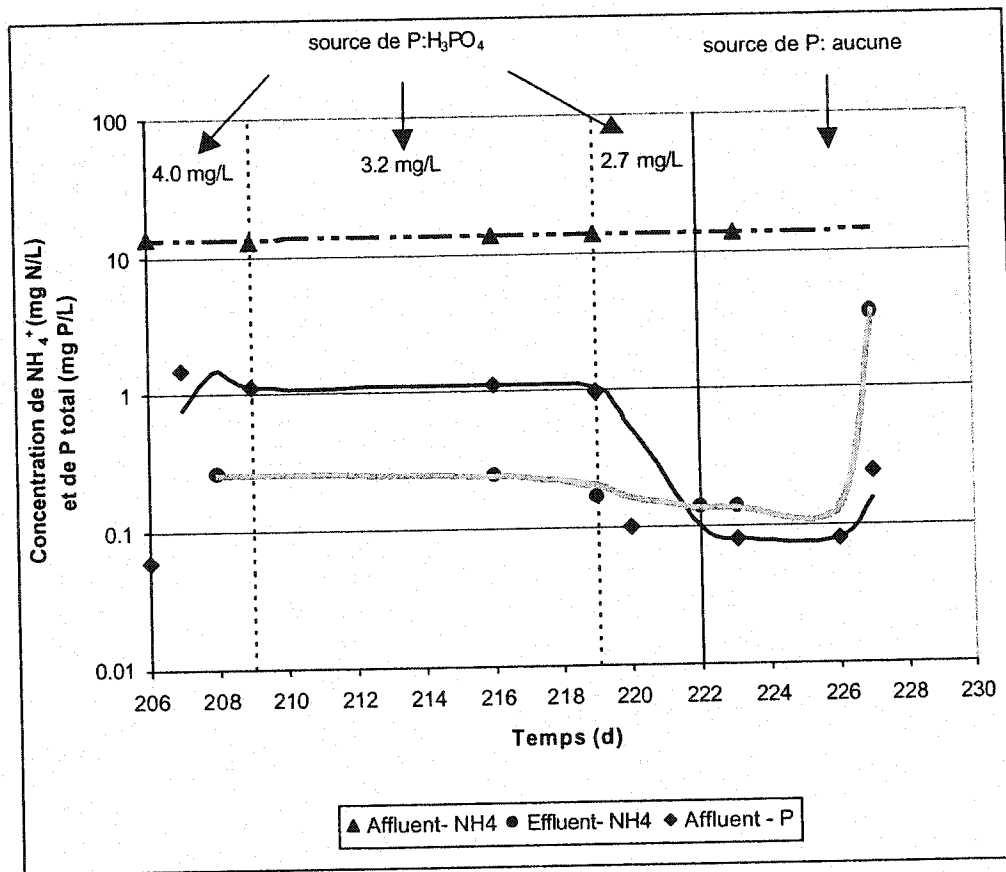


Figure 8.15 Changements dans les concentrations de P et de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ pour C1 pour différentes applications de P

8.3.5 Démarrage des réacteurs

La période d'établissement était essentiellement composée de deux phases: une phase de recirculation et une phase d'adaptation à débit continu.

La période de recirculation qui visait à consommer le NH_4^+ et le NO_2^- dans une solution d'alimentation constamment en recirculation a duré 20 jours pour la colonne C1, 14 jours pour la colonne C2 et 14 jours pour la colonne C3.

Par la suite, toutes les colonnes ont été en phase continue pour être adaptées au débit et à la concentration désirés. Les conditions de débit et de pH, d'alcalinité, de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, $\text{NO}_2^-\text{-N}$ et $\text{NO}_3^-\text{-N}$ pour la solution d'alimentation et l'effluent sont présentées pour les colonnes C1, C2 et C3 dans les Figures 8.16, 8.17 et 8.18, respectivement.

On peut voir des Figures 8.16 et 8.17, qu'il a fallu réduire le débit à un niveau très bas, 1 à 2 mL/min pour permettre l'établissement des bactéries pour les colonnes C1 et C2 contenant du calcaire tandis que pour la colonne C3, l'établissement a pu débuter avec un débit de 5 mL/min. Les Figures 8.16 et 8.17 montrent également qu'au début il y a eu une fluctuation de NO_2^- mais

une fois que la population était adaptée, le niveau de NO_2^- demeurait non-délectable. L'on peut aussi remarquer que l'alcalinité dans l'effluent est pratiquement nulle et qu'il y a une baisse de pH marquée dans l'effluent par rapport à la solution d'alimentation.

La Figure 8.18 montre que le niveau de NO_2^- a fluctué pendant toute la période, que le niveau d'alcalinité résiduel est beaucoup plus haut pour la colonne C3 que les colonnes C1 et C2 et que le pH de l'effluent était sensiblement le même que pour la solution d'alimentation.

Toutes les figures montrent que la période d'adaptation a été plutôt longue (plus de quatre mois) comparativement à une durée habituelle de 1 mois.

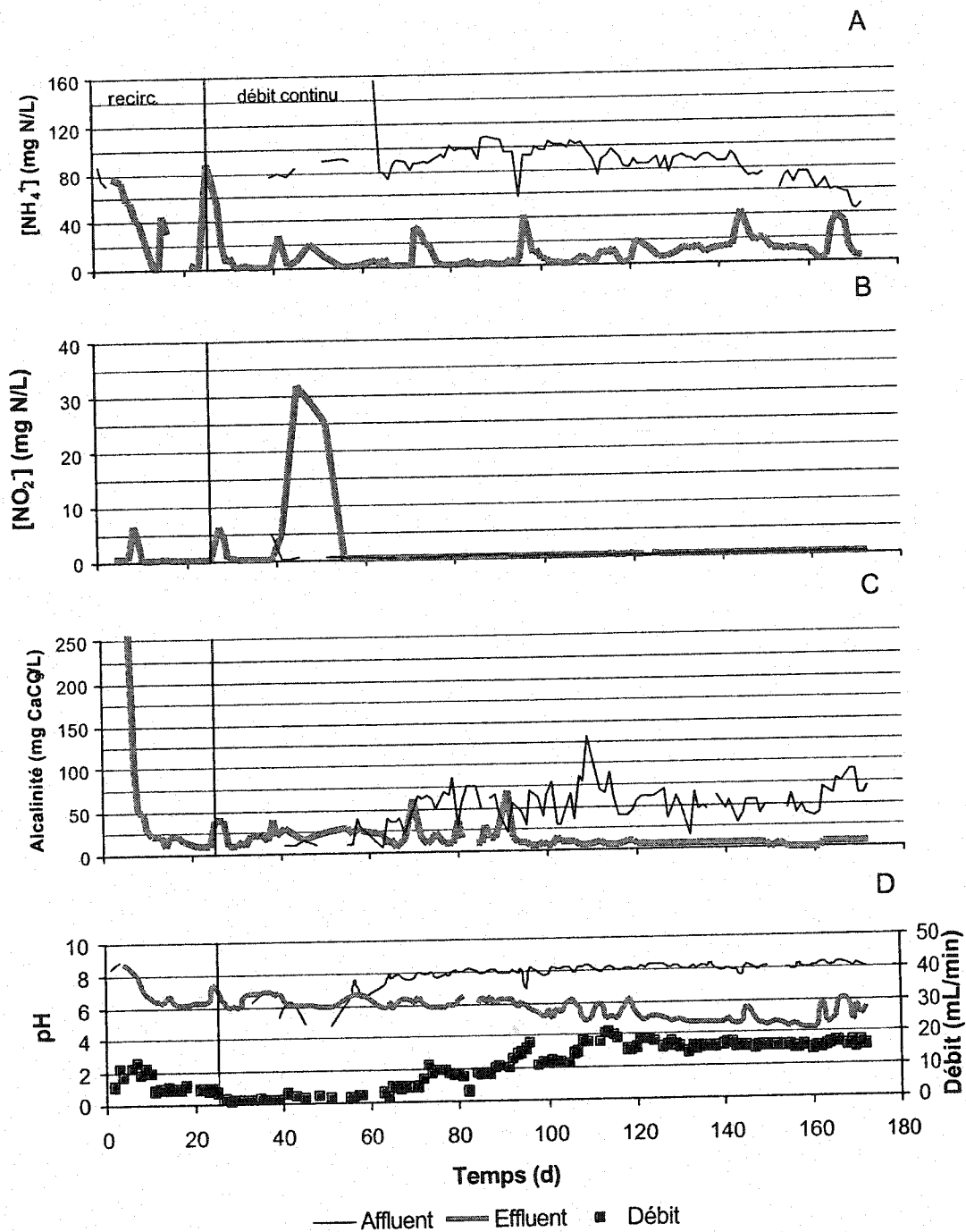


Figure 8.16 Évolution du NH_4^+ (A), du NO_2^- (B), de l'alcalinité (C), du pH (D) et du débit (D) pour C1 durant la période d'adaptation

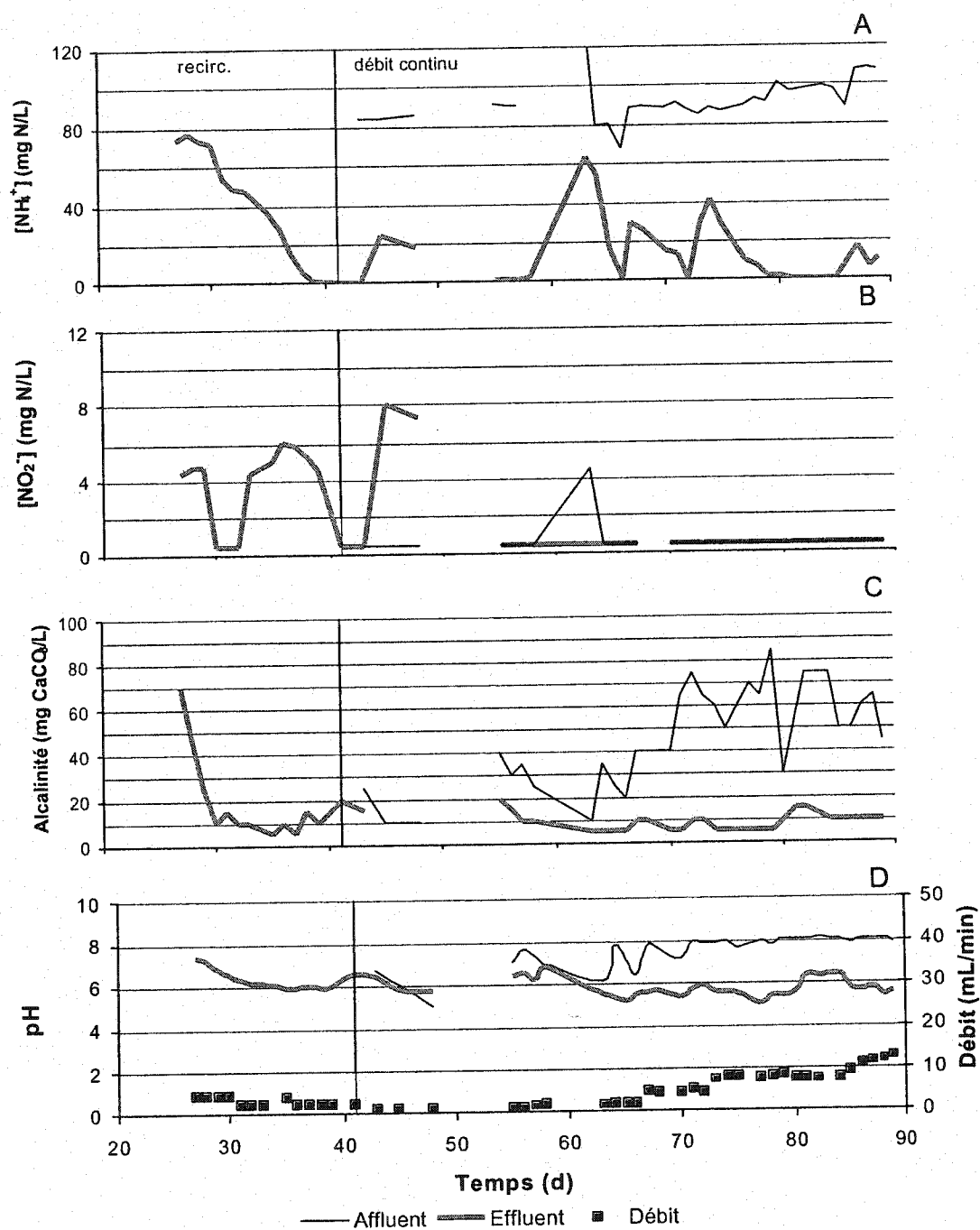


Figure 8.17 Évolution du NH_4^+ (A), du NO_2^- (B), de l'alcalinité (C), du pH (D) et du débit (D) pour C2 durant la période d'adaptation

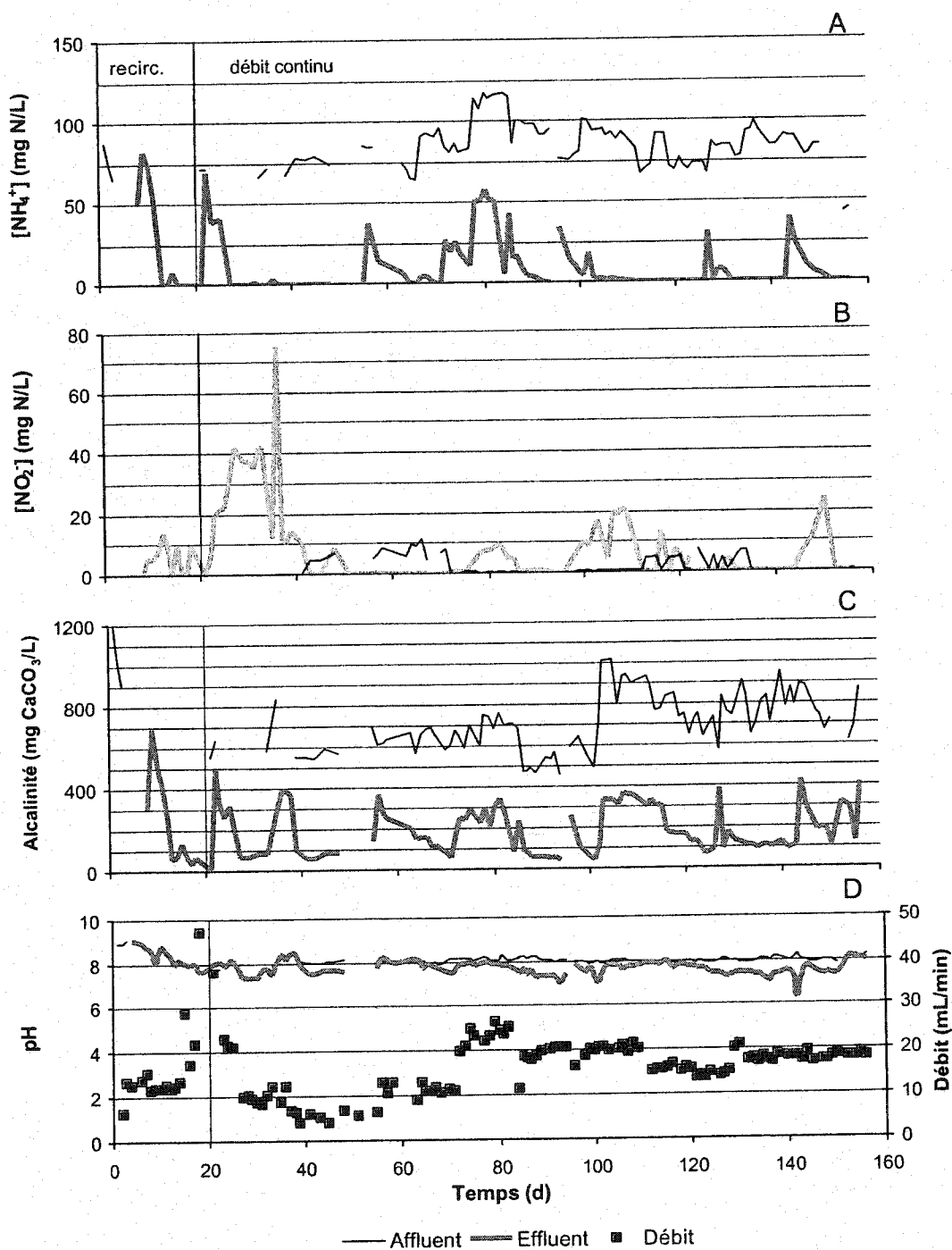


Figure 8.18 Évolution du NH_4^+ (A), du NO_2^- (B), de l'alcalinité (C), du pH (D) et du débit (D) pour C3 durant la période d'adaptation

CHAPITRE 9

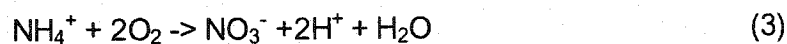
DISCUSSION

Le problème des composés azotés inorganiques dans les effluents miniers ne s'est posé que récemment avec un resserrement anticipé de la réglementation pour l'ammoniaque au Canada. Etant donné la nature particulière des eaux minières, l'applicabilité des procédés de nitrification et dénitrification biologique, couramment utilisés depuis les années 60 pour le traitement d'eaux usées municipales, devait être d'abord vérifiée. Les études pilotes qui se sont déroulées au Centre de Technologie Noranda Inc. (St-Germain et Shink, 1996) et CANMET (Tan *et al.*, 1995) ont démontré que les procédés de nitrification et dénitrification biologiques pouvaient traiter les eaux minières. L'applicabilité ayant été prouvée, la suite logique était de développer un procédé plus économique.

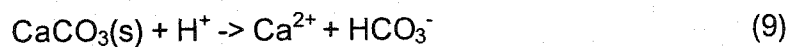
Dans un premier temps, les procédés de nitrification et dénitrification biologiques ont été évalués de façon plus globale afin de déterminer les options les plus économiques que ce soit en coût de capital ou d'opération. L'évaluation a indiqué que la meilleure option pour le traitement d'eaux minières consistait à remplacer le bicarbonate de soude (NaHCO_3) par du calcaire (CaCO_3) pour la nitrification biologique et baser la dénitrification biologique sur le soufre élémentaire avec le carbone inorganique. Seul le

procédé de nitrification biologique utilisant du calcaire comme source de carbone a été évalué par la présente étude.

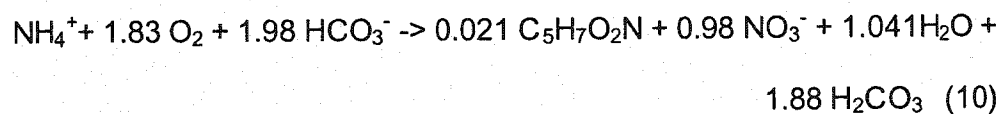
Le principe derrière l'utilisation du calcaire comme source de carbone et support bactérien en même temps, est assez simple. L'oxydation d'une mole d'ammoniaque par les bactéries nitrifiantes, produit 2 moles d'ions hydrogène tel que décrit dans l'équation 3.



Le calcaire réagit ensuite avec les ions hydrogène pour produire du calcium et du bicarbonate suivant l'équation 9.



Le carbonate ainsi libéré peut être utilisé dans la synthèse des cellules microbiennes, tel que décrit par l'équation 10.



Autrement dit, les ions hydrogène produit par la nitrification servent à libérer le carbonate, source de carbone pour les bactéries nitrifiantes. La dissolution chimique du calcaire (section 8.2.1) ne pourrait expliquer la dissolution observée aux conditions d'opération utilisées (pH près de 8 et temps de rétention de moins de 200 minutes). La dissolution du calcaire en présence de bactéries nitrifiantes avait déjà été vérifiée par Kowalski et Lewandowski en 1983 et par Martin *et al.*, 1993. Cependant, il restait à vérifier si la capacité de traitement pour un lit de calcaire demeurerait comparable à celle d'un lit avec apport externe de sources carbonées inorganiques et déterminer les paramètres de conception et d'opération.

9.1 Comparaison de la performance des lits de calcaire et de sable

Les résultats ont démontré qu'il était préférable d'utiliser un lit de calcaire plutôt qu'un lit avec un apport externe de sources carbonées inorganiques pour immobiliser les bactéries nitrifiantes. En effet, le taux d'enlèvement de l'ammoniaque obtenu avec le lit de calcaire ($T_{\text{profil}} = 26 \text{ g/m}^3\text{-h}$) était de 16% supérieur au lit de sable ($T_{\text{profil}} = 22 \text{ g/m}^3\text{-h}$). Cette différence était dû en grande partie au fait qu'il n'était pas nécessaire d'enlever la biomasse dans le lit de calcaire alors que le biomasse devait être enlevée à tous les 15 jours

pour le lit de sable. De plus, les bactéries nitratantes ont aussi démontré une plus grande stabilité dans le lit de calcaire.

Il est clairement ressorti de l'étude qu'un lit de sable avec un apport externe de sources carbonées inorganiques n'était pas un milieu très propice pour les bactéries nitratantes. Elles étaient nettement plus instables que les bactéries nitrifiantes et étaient beaucoup plus affectées par les changements de température et les lavages à contre-courant.

L'emplacement des bactéries dans un biofilm peut aider à comprendre la plus grande stabilité des bactéries nitratantes dans le lit de calcaire par rapport au lit de sable. Okabe *et al.*, (1999) ont déterminé la distribution spatiale des bactéries oxydantes d'ammoniaque et des bactéries oxydantes de nitrite dans un biofilm autotrophe nitrifiant ainsi que les activités spécifiques. La zone d'oxydation du nitrite se situe plus profondément dans le biofilm i.e juste sous la zone d'oxydation de l'ammoniaque en surface. De plus, les bactéries oxydant l'ammoniaque se retrouvent partout dans le biofilm alors que les bactéries oxydant le nitrite sont étroitement associées aux bactéries oxydant l'ammoniaque. Cela implique que les bactéries qui oxydent le nitrite sont avantagées dans un lit de calcaire car elles ont un apport plus direct de la source carbonée. La

source carbonée inorganique, lorsqu'externe, doit diffuser à travers les bactéries oxydant l'ammoniaque avant d'atteindre les bactéries oxydant le nitrite.

L'effet négatif des lavages contre-courant sur la nitrification n'est pas surprenant puisque les bactéries nitrifiantes sont connues pour avoir une croissance lente (Metcalf & Eddy, 1991, Schramm *et al.*, 1996, Zhang and Bishop, 1996). Le temps de résidence des boues dans les usines d'épuration d'eaux usées est de 10 à 20 jours pour les bactéries nitrifiantes vs 1 à 5 jours pour les bactéries hétérotrophes et dénitrifiantes (Benefield and Randall, 1987). Les lavages devaient se faire à tous les 15 jours dans la présente étude. Une fréquence qui permettait à peine au biofilm de se régénérer. Même si à plus grande échelle les lavages peuvent se faire moins fréquemment, le temps de récupération du lit sera quand même de 10 à 20 jours. Ces résultats indiquent que pour la nitrification biologique, les lavages à contre-courant doivent être évités. Un lit de calcaire parce qu'il ne requiert pas de lavage à contre-courant est donc mieux adapté à la nitrification que le lit de sable avec un apport externe de sources carbonées inorganiques.

La plus grande stabilité des bactéries nitrifiantes avec le lit de calcaire comparativement au lit de sable se reflète aussi dans les ratios de CaCO_3 consommé/N oxydé. Pour la même quantité d'ammoniaque et de nitrite oxydé, le lit de calcaire a consommé moins d'alcalinité (6.8 vs 7.6) que le lit de sable.

La consommation de 6.8 mg d'alcalinité par mg de N oxydé avec le lit de calcaire est dans la plage des taux rapportés dans la littérature (Zhang et Bishop 1996). Tous les tests faits avec le NaHCO_3 (colonne C3 de l'étude actuelle et l'étude pilote précédente) démontrent que le taux de consommation (7.4 et 7.6 g d'alcalinité par g de N oxydé) se situe à la limite supérieure des taux rapportés (Zhang et Bishop 1996 et Fillos *et al.*, 1996). Les consommations obtenues avec les colonnes C1 et C2 indiquent que la consommation d'alcalinité serait plus basse avec un lit de calcaire qu'avec un apport externe sous forme de NaHCO_3 .

La nitrification sur lit de sable avec un apport externe de carbone inorganique a généré 0.05 g de boues par g de N oxydé. La quantité de sable de silice qui se trouvait dans les boues devait être négligeable car ce ratio correspond à la limite inférieure des valeurs rapportées dans la littérature pour la production de biomasse nitrifiante (0.05 - 0.22 g /g NH_4^+ -N oxydé, Sheintuch

et al., 1995, Copp and Murphy, 1995). À titre de comparaison, le ratio stoichiométrique tel que prédit par l'équation 10, est de 0.17 g biomasse/g de N oxydé. Les boues générées par le lit de calcaire (0.12 - 0.14 g/g N oxydé) étaient de 2 à 3 fois plus importantes que le lit de sable. Ce qui pourrait être expliqué par la présence de calcaire dans le résidu collecté. Cependant, même pour le lit de calcaire, la quantité de boues générées est faible. 6.5 g et 2.5 g de boues ont été générées par m³ d'eau traitée pour le lit de calcaire et de sable, respectivement. En comparaison, le procédé de boues activées génère 84 g de boues par m³ d'eau traitée (Metcalf & Eddy, 1991, p. 773).

Les taux d'enlèvement volumique obtenus dans cette étude ($T_{\text{global}} = 11 \text{ à } 17 \text{ g } [\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-]\text{-N/m}^3\text{-h}$) sont dans la plage de valeurs rapportées dans la littérature. Les taux rapportés vont de 5 g $\text{NH}_4^+\text{-N/m}^3\text{-h}$ (Ravarini *et al.*, 1988) à 40 g $\text{NH}_4^+\text{-N/m}^3\text{-h}$ (Welander *et al.*, 1997). Il est à noter que les taux correspondaient à différentes conditions d'opération et de type de réacteurs, bien qu'ils aient tous en commun, l'immobilisation de la biomasse nitrifiante.

Les taux d'enlèvement volumique basés sur le profil de concentration obtenus dans l'étude actuelle ($T_{\text{profil}} = 26 \text{ g } [\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-]\text{-N/m}^3\text{-h}$ pour C1 et $T_{\text{profil}} = 22 \text{ g } [\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-]\text{-N/m}^3\text{-h}$ pour C3) étaient de 17% et 30% inférieurs, respectivement, aux résultats obtenus de l'étude pilote précédente

($T_{\text{profil}} = 30 \text{ et } 32 \text{ g } [\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-]\text{-N/m}^3\text{-h}$). Il y a eu une très nette réduction de la performance pour le lit de sable qui s'explique par l'utilisation des lavages à contre-courant dans la présente étude contrairement à l'étude pilote précédente. La différence pour le lit de calcaire peut s'expliquer par la sursaturation en CO_2 de l'eau testée dans la présente étude (St-Germain, 1998). L'aération d'une eau sursaturée en CO_2 résulte en un dégazage du CO_2 . Etant donné, que ce dégazage était constant pour les colonnes, il a pu légèrement ralentir l'activité bactérienne. Une formation constante des bulles de CO_2 gazeux en créant des micro-turbulences et en augmentant le pH de l'eau maintient des conditions instables pour les bactéries. Cependant, la différence est suffisamment minime pour conclure que la nitrification sur lit de calcaire demeure un procédé viable et ce, même pour des eaux sursaturées en CO_2 .

Le taux d'enlèvement volumique lorsqu'estimé de façon globale sous-estime l'enlèvement réel parce qu'il assume la pleine occupation du lit par les bactéries, ce qui n'est pas le cas comme démontré par les mesures de profil de concentration. En fait, le taux d'enlèvement global n'était que de 30 à 50% celui estimé par les mesures de profil de concentration. Le Tableau 8.4 indique clairement que le taux global n'est pas le meilleur indicateur de ce qui se passe réellement. Suivant le taux global, on pourrait conclure que la

capacité de traitement du lit de sable dans l'étude actuelle est demeurée équivalente à celle obtenue lors de l'étude précédente, alors que le % d'enlèvement de l'azote démontre que le lit de sable était en difficulté. Ces résultats impliquent que la conceptualisation d'un réacteur à pleine échelle basé sur le taux d'enlèvement global résulterait en un surdimensionnement du réacteur inutile et un coût en capital supplémentaire qui peut être évité.

9.2 Paramètres de conception et d'opération

Deux facteurs doivent être considérés dans la conception d'un réacteur pour la nitrification biologique sur lit fixe de calcaire: le taux de dissolution du calcaire et l'absence de lavages à contre-courant. L'étude a démontré qu'avec le lit de calcaire, le facteur limitant est le taux de dissolution du calcaire. En pratique, ça signifie que le volume du lit doit être optimisé en utilisant la hauteur de lit parce que la charge superficielle applicable est limitée.

Le fait qu'avec le calcaire, le lavage à contre-courant ne soit pas nécessaire puisqu'il y a une dissolution graduelle du substrat, demande de repenser le type de réacteur qui serait idéal pour une telle application. En fait, l'élimination des lavages à contre-courant permet de simplifier le réacteur à lit

fixe. Le réacteur pour un lit de calcaire peut simplement être un réacteur à lit fixe maintenu submergé où le courant hydraulique est ascendant et l'ajout de nouveau calcaire se fait par le haut, tel que démontré dans la Figure 9.1.

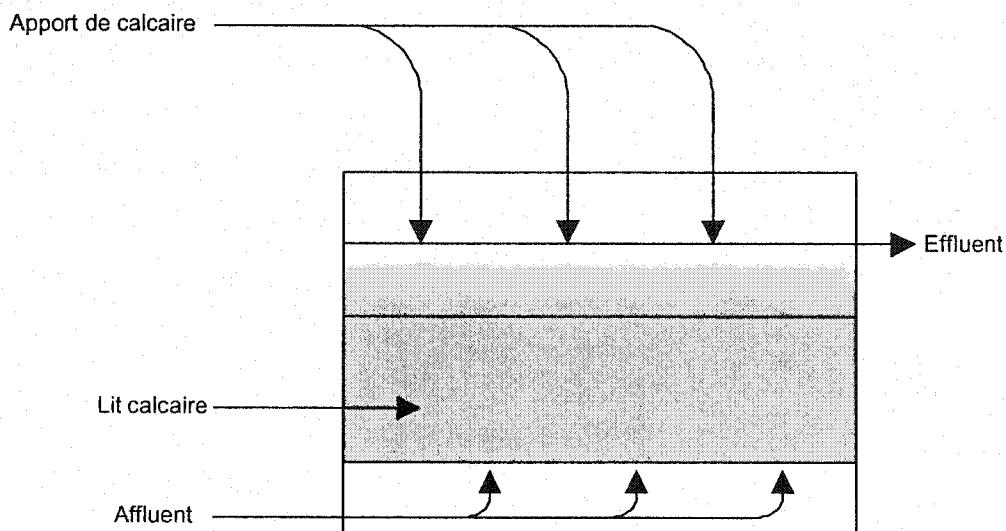


Figure 9.1 Schéma du réacteur proposé pour la nitrification sur lit de calcaire

Etant donné qu'il y a une dissolution graduelle du substrat, il faut prévoir un apport continu du substrat. En ajoutant le substrat par le haut dans un réacteur où le courant hydraulique est ascendant, une recolonisation naturelle du nouveau substrat par les bactéries provenant du substrat sous-jacent pourra se faire de façon continue.

Un réacteur aussi simple serait très attrayant pour l'industrie minière. Il faut bien voir que le but premier des mines, concentrateurs, fonderies ou raffineries est de produire du minerai ou des métaux, donc tout système de traitement d'eau est secondaire. De plus, la pratique générale est d'utiliser de la main-d'oeuvre qui n'est pas nécessairement qualifiée pour opérer de tels systèmes. Donc, en ce qui a trait au traitement de l'eau, un système robuste et efficace qui requiert peu de supervision et de maintenance sera toujours préféré aux autres options.

L'opération d'un réacteur de nitrification biologique à lit de calcaire fixe peut être optimisée à 4 niveaux: le régime hydraulique, l'aération, l'ajout de phosphate et la qualité de l'effluent.

Etant donné que le taux de dissolution du calcaire est le facteur limitant, la charge superficielle maximale qui peut être appliquée pour un réacteur avec lit de calcaire est de $1 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ et sera sensiblement la même à 10 ou 20°C. Les réacteurs à lit de calcaire doivent aussi être démarrés, à un débit ne dépassant pas 5 à 10% du débit à pleine capacité, pendant la phase d'établissement des bactéries.

L'oxygène est requis pour permettre l'oxydation de l'ammoniaque en nitrate. Le débit d'aération requis pour une oxydation optimale était nettement plus élevé que pour les besoins de l'oxydation à proprement parler. En fait, le débit d'aération servait aussi au transfert de masse, pas seulement à l'oxygénation tel que démontré dans l'étude où une aération intermittente (30 sec en marche/30 sec en arrêt) était tout aussi efficace. Les conditions optimales restent à être déterminées.

Le phosphate est un autre élément essentiel à la croissance optimale des bactéries. En temps normal, une concentration en P à l'effluent s'approchant mais ne dépassant pas 1 mg P/L est préférable. Ce paramètre est encore plus critique dans une colonne de calcaire parce que le P excédentaire peut précipiter sous forme de CaPO_4 et ne pas être disponible pour les bactéries. Cependant, l'ajout de phosphate sous forme de K_2HPO_4 a été intentionnellement maintenu excédentaire pendant toute la durée des tests afin de conserver les conditions expérimentales équivalentes à l'étude pilote précédente. L'objectif était d'estimer le temps requis, une fois l'alimentation en P coupée, pour rétablir une concentration en deçà de 1 mg P/L et vérifier si cette concentration était suffisante pour maintenir l'activité des bactéries nitrifiantes. De plus, la concentration d'acide phosphorique adéquate pour maintenir une concentration en P de moins de 1 mg P/L a aussi été estimée.

Les tests ont indiqué qu'il a fallu 12 jours pour établir une concentration en P à l'effluent de moins de 1 mg P/L, où la concentration était de 0.4 mg P/L. Cette concentration ne s'est pas avérée suffisante pour soutenir l'activité des bactéries nitrifiantes au niveau désiré (< 1 mg N/L à l'effluent). Le test d'optimisation de l'acide phosphorique a indiqué que la concentration à l'influent ne devait pas dépasser 2.7 mg P/L en P total pour ne pas dépasser 1 mg/L de P total à l'effluent.

En ce qui a trait à la qualité de l'effluent, le pH, les solides en suspension et le nitrate sont tous des facteurs qui ont indiqué la nécessité d'un traitement additionnel. Tout dépendant de la concentration d'ammoniaque qui doit être oxydée, le pH à l'effluent peut descendre aussi bas que 4.5-5. La turbidité de l'effluent provenant des colonnes de calcaire était nettement plus élevée que pour l'effluent de la colonne de sable parce que le calcaire se dissout graduellement et qu'il y a un relargage continu de la biomasse. Il va de soi que la formation de nitrate nécessite un traitement séparé, habituellement fait avec la dénitrification biologique. Le problème potentiel du pH et des solides en suspension devrait être reconsidéré pour le procédé complet de nitrification et dénitrification biologique.

Pour la mine Holloway, l'ammoniaque et la toxicité dans l'effluent étaient les paramètres pouvant ne pas être conformes à la réglementation. Depuis septembre 1994, la réglementation du Ministère de l'Environnement de l'Ontario demande que les effluent miniers soient non toxiques pour la truite arc-en-ciel et *Daphnia magna*. L'ammoniac (NH_3) peut rendre l'effluent toxique dans certaines conditions. La mesure de la toxicité de l'effluent est l'ultime mesure qui permet de prouver que le traitement par la nitrification biologique a été efficace. Les tests de toxicité avec la truite arc-en-ciel et *Daphnia magna* (Annexe J) ont démontré que le traitement par la nitrification biologique permettait d'enlever la toxicité de l'eau d'Holloway.

9.3 Sursaturation en CO_2 de l'eau testée

L'eau pour la mine d'Holloway est directement pompée d'une nappe d'eau souterraine, ce qui expliquerait la sursaturation en CO_2 . Cette sursaturation a été mesurée par les tests décrits dans l'Annexe K (St-Germain, 1998).

Le fait que l'eau ait été sursaturée a eu un impact sur l'opération du système. Un effet direct de la sursaturation en CO_2 est l'augmentation du pH quand l'eau est aérée à cause du dégazage du CO_2 . Cet effet a été clairement observé lors de la mesure des profils de pH des colonnes (Figures 8.5, 8.6 et

8.7). Normalement, parce que la nitrification génère de l'acidité (équation 3), le pH diminue et demeure stationnaire une fois que la réaction est complétée. Hors, les profils ont démontré que le pH diminuait pendant la conversion de l'ammoniaque au nitrite mais une fois cette réaction complétée, le pH augmentait jusqu'à une valeur d'équilibre.

Un dégazage de CO_2 constant semble avoir affecté l'activité des bactéries. La période d'adaptation a été très longue pour les trois colonnes sans exception ce qui indique que l'effet était dû à la nature de l'eau étudiée. Il faut noter cependant que, bien que la période d'établissement ait été plus longue, les bactéries ont quand même pu s'établir avec une capacité de traitement similaire à ce qui avait été obtenu dans l'étude pilote précédente. L'effet du débit d'air lui-même sur l'établissement des bactéries ne peut être considéré comme un facteur puisque dans les études précédentes les bactéries s'étaient établies en moins d'un mois avec le même débit d'air.

Un autre effet, qui devra être étudié de plus près, est une variation erratique du nitrite et du nitrate lors de la mesure des profils de concentration (Figures 8.5, 8.6 et 8.7). Cet effet, difficile à expliquer, a été observé pour les trois colonnes. La seule chose qui peut être envisagée est l'influence de la biomasse sur les mesures de nitrite et nitrate étant donné que les

échantillons analysés par chromatographie ionique étaient congelés sans être filtrés. En supposant qu'une partie du nitrite et du nitrate ait été adsorbée sur la biomasse, différentes concentrations de biomasse dans les différents échantillons auraient résulté en une variation erratique tel qu'observé dans les colonnes. Une telle variation du nitrite et du nitrate dans les profils de colonne n'a pas été observée lors de l'étude pilote précédente bien que les échantillons aient été manipulés de la même façon, ce qui suggère que le phénomène observé dans la présente étude était dû à la nature de l'eau.

Pour un procédé à pleine échelle qui impliquerait une eau sursaturée en CO_2 , le problème du dégazage de CO_2 pourrait être évité en faisant une pré-aération de l'eau avant le traitement en réacteur. La pré-aération consisterait simplement à aérer l'eau à être traitée par injection d'air jusqu'à l'obtention d'un pH stable.

9.4 Évaluation des dimensions d'un réacteur à pleine échelle pour la mine Holloway

Pour l'évaluation des dimensions d'un réacteur à pleine échelle pour la mine Holloway, la première chose à établir est la quantité de calcaire requise. La

quantité est déterminée par: 1) la quantité annuelle d'ammoniaque à être oxydé et 2) la pureté du calcaire ou le contenu en CaCO_3 . Pour la mine Holloway en supposant un débit de $18.8 \text{ m}^3/\text{h}$ et une concentration en NH_4^+-N de 40 mg N/L , la quantité de NH_4^+-N qui doit être oxydé annuellement est de 6.59 t/a . La quantité de CaCO_3 requis par année, en assumant un ratio de CaCO_3/N oxydé de 6.8, est de 44.8 t . Le contenu en CaCO_3 du calcaire extrait d'une carrière varie d'une à l'autre. Pour les besoins de l'exercice, un contenu en CaCO_3 de 80% est supposé. Donc 56.0 t/a de calcaire pourrait satisfaire à la demande d'Holloway.

Le deuxième paramètre de conception à établir est la hauteur de lit requise. Pour un lit de calcaire, à 20°C , la charge superficielle maximale qui pourra être appliquée est de $1.0 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$. Le volume de lit requis déterminé par la quantité de NH_4^+-N à enlever ($18.8 \text{ m}^3/\text{h} * 40 \text{ g N/m}^3 = 752 \text{ g/h}$) et la capacité nitrifiante du lit à 10°C ($26 \text{ g N/m}^3\text{-h}$) est de 28.9 m^3 pour 99.7% de CaCO_3 . Pour 80% de CaCO_3 , le volume sera de 36.1 m^3 . L'aire de surface du réacteur est déterminée par la charge superficielle ($1.0 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$) et le débit ($18.8 \text{ m}^3/\text{h}$) et est de 18.8 m^2 . Donc, la hauteur de lit déterminée par le volume total (36.1 m^3) et l'aire de surface (18.8 m^2), est de 1.92 m . Suivant cette approche, la quantité de calcaire requise serait de 50.5 t ($36.1 \text{ m}^3 * 1.4$

t/m³, voir tableau 2.4 pour la densité), légèrement en deçà de l'estimé de 56.0 t/a fait plus haut.

Donc, le volume de lit requis pour Holloway est de 40.0 m³ (56.0 t / 1.4 t/m³) où la hauteur est de 2.13 m et l'aire de surface de 18.8 m². En supposant une tête d'eau de 0.5 m et un espace libre de 0.6 m, la dimension totale du réacteur serait de 3.2 m de haut par 18.8 m² d'aire de surface ou 60.2 m³. Etant donné la petite taille de l'application, l'option la plus avantageuse pour Holloway serait d'installer le réacteur dans la mine sous-terre, car à Holloway le minerai extrait est envoyé à un concentrateur externe et qu'il n'y a donc pas d'infrastructures en surface hormis les bureaux d'administration. Evidemment, la faisabilité finale ne pourra être déterminée qu'une fois que le procédé complet de nitrification et dénitrification biologique aura été évalué.

En faisant une comparaison directe du lit de calcaire et du lit de sable avec apport externe de carbone inorganique, la présente étude a permis de mettre en évidence que non seulement le lit de calcaire permettait de supporter l'activité des bactéries nitrifiantes, et ce, sans ajout externe de carbone inorganique, mais qu'en fait, il était mieux adapté aux besoins des bactéries nitrifiantes.

CHAPITRE 10

CONCLUSIONS

Cette étude sur la nitrification d'un effluent minier sur lit de calcaire a démontré que :

1. Le calcaire comme matériau immobilisant est plus approprié pour les bactéries nitrifiantes que le sable avec apport externe de sources carbonées inorganiques pour les raisons suivantes :
 - les bactéries nitrifiantes sont beaucoup plus stables dans un lit de calcaire qu'un lit de sable;
 - contrairement au lit de sable, le lit de calcaire ne nécessite pas de lavages à contre-courant;
 - il a été démontré que les lavages à contre-courant affectent l'efficacité de la nitrification où la conversion du nitrite (NO_2^-) en nitrate (NO_3^-) est le facteur limitant.
2. La capacité de traitement avec le lit de calcaire était comparable à la capacité sur lit de sable en absence de lavage à contre-courant. Le taux d'enlèvement volumique basé sur le profil de concentration était de 26 g $\text{N/m}^3\text{-h}$ à 10°C et 42 g $\text{N/m}^3\text{-h}$ à 20°C.

3. Le taux de dissolution du calcaire est le **paramètre limitant**. Le débit en terme de charge superficielle appliquée indique que l'utilisation du calcaire comme substrat deviendrait limitant avec une augmentation de la température. A 20°C, la charge superficielle est de 1 m³/m²/h.
4. Lors de l'établissement des bactéries avec un lit de calcaire, le débit en continu initial ne doit pas être supérieur à 5 à 10% du débit à pleine capacité. Pour un lit de calcaire, 6.8 g de CaCO₃ est consommé par g de [NH₄⁺+NO₂⁻]-N oxydé. Le pH dans les effluents de lits de calcaire peut être aussi bas que 5.
5. L'aération sert non seulement à fournir de l'oxygène mais aussi à améliorer le transfert de masse. L'aération discontinue (30 sec. en marche/ 30 sec. en arrêt) a été aussi efficace que l'aération continue. Le cycle et débit d'aération devraient être optimisés.
6. Le taux d'enlèvement volumique global n'est pas un bon indicateur de ce qui se passe réellement et sous-estime la capacité réelle. Le taux d'enlèvement volumique basé sur le profil de concentration devrait être utilisé pour une détermination plus adéquate de la capacité d'un réacteur.

7. La sursaturation en CO_2 de l'eau d'Holloway a légèrement affecté l'activité des bactéries observé par une période d'adaptation plus longue et une capacité légèrement inférieure à ce qui avait été observé lors d'une étude précédente. Cependant, une pré-aération d'une eau sursaturée en CO_2 permettrait le dégazage de l'excès de CO_2 .

CHAPITRE 11

RECOMMANDATIONS

11.1 Prochaines étapes

Bien que la faisabilité de la nitrification biologique sur lit de calcaire ait été démontrée et s'avère une option très intéressante pour le traitement d'effluents miniers à tout le moins, il y a encore de nombreuses questions en suspens avant qu'un système à pleine échelle soit pleinement applicable.

Premièrement, le fonctionnement et l'opération du réacteur proposé ainsi que la faisabilité avec du calcaire commercial doivent être vérifiés. Ensuite, l'établissement de la biomasse et l'aération doivent être optimisés. Finalement, la performance d'un tel procédé sous les conditions réelles, où la température, la concentration de l'ammoniaque et le débit hydraulique fluctuent doit être démontrée.

De plus, le procédé de dénitrification biologique avec le soufre élémentaire doit être étudié et optimisé en conjonction avec le procédé de nitrification biologique afin d'arriver à un système de traitement complet pour l'enlèvement des composés azotés inorganiques des effluents miniers.

11.2 Applications potentielles

La nitrification biologique sur lit de calcaire pourrait être facilement considérée pour les eaux provenant de nappes souterraines et l'eau potable puisqu'en général ces eaux ont un relativement faible contenu organique et s'apparentent donc à l'eau minière testée. Un réacteur à lit de calcaire deviendrait inefficace avec une augmentation du contenu organique dans l'eau traitée en favorisant la croissance des hétérotrophes qui finiraient par supplanter les nitrifiantes.

CHAPITRE 12

RÉFÉRENCES

APHA, AWWA, WPCF. (1989). Standard Methods For the Examination of Water and Wastewater, 17 ed., Am. Public Health Association, Washington, D.C.

ASTM. (1997), Annual Book of ASTM Standards 1997, ASTM International, West Conshohocken Pennsylvania, USA

BEAK CONSULTANTS. (1995). Economic Evaluation of Biological Nitrification for Holloway Mine Water. Report for Noranda Technology Centre, June.

BENEFIELD, L.D., J.F. JUDKINS AND B.L. WEAND. (1982). Process Chemistry for Water and Wastewater Treatment, Prentice-Hall, NJ, p. 445.

BENEFIELD, L.D. AND C.W. RANDALL. (1987). Activated sludge and its process modifications. Biological Process Design for Wastewater Treatment, 1st ed., InPrint, Virginia, pp. 218-256.

BOUWER, E.J. AND P.B. CROWE. (1988). Biological processes in drinking water treatment. J. AWWA, pp. 82-93.

COPP, J.B. AND K.L. MURPHY. (1995). Estimation of the active nitrifying biomass in activated sludge. Wat. Res., Vol. 29, No.8, pp.1855-1862.

ROLL, B.T., L.A. GREENE, T. HALL, C.J. WHITFORD AND T.F. ZABEL. (1985). Biological fluidised bed denitrification for potable water. Proceedings of the International Symposium in Advances in Water Engineering, pp.180-187.

DESJARDINS, R. (1990). Désinfection. Le traitement des eaux, 2e éd., Editions de l'Ecole Polytechnique de Montréal, pp.111-131.

DROSTE, R.L. (1997). Flow analysis of CM and PF reactors. Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment, Wiley, p. 263.

FILLOS, J., V. DIAMANDOGLU, L.A. CARRIO AND L. ROBINSON. (1996). Full-scale evaluation of biological nitrogen removal in the step-feed activated sludge process. Wat. Environ. Res., Vol. 68, No.2, pp. 132-142.

GAUNTLETT, R.B. (1981). Removal of ammonia and nitrate in the treatment of potable water. Biological Fluidized Bed Treatment Water Wastewater Conference Proceedings, PF Cooper *et al.*, pp. 48-58.

GROS, H., G. SCHNOOR AND P. RUTTEN. (1986). Nitrate removal from groundwater by autotrophic microorganisms. Wat. Supply, Vol. 4, pp. 11-21.

HOEK VAN DER, J.P., J.W.N.M. KAPPELHOF AND W.A.M. HIJNEN. (1992). Biological nitrate removal from groundwater by sulphur/limestone denitrification. J. of Chem. Technol. and Biotechnol., Vol. 54, No. 2, pp. 197-200.

HOEK VAN DER, J.P, J.C. KRUIHOF AND J.C. SCHIPPERS. (1991). Design, operation and maintenance of a 35 m³/h sulphur/limestone demonstration plant for nitrate removal from groundwater. Wat. Supply, Vol.9, No. 3-4, pp. SS1-4 to SS1-10.

HORN, H. AND D. C. HEMPEL. (1997). Growth and decay in an auto/heterotrophic biofilm. Wat. Res., Vol. 31, No. 9, pp. 2243-2252.

KOWALSKI, E. AND Z. LEWANDOWSKI. (1983). Nitrification process in a packed bed reactor with a chemically active bed. Wat. Res., Vol. 17, pp. 157-160.

MARSHALL, R.C. (1990). The costs of environmental mitigation measures: a case study of Noranda's Montanore project. USDA Forest Service, Minerals and Geology, pp. 83-91.

MARTIN, G., G. BLANCHARD ET M. POUILLOT. (1993). Aerobic biological nitrification using biomass granulates. US Patent #5228997, July 20.

MATEJU, V., S. CIZINSKA, J. KREJCI AND T. JANOCH. (1992). Biological water denitrification – a review. Enzyme Microbiol. Technol., Vol. 14, pp. 170-183.

METCALF & EDDY, INC. (1991). Wastewater Engineering Treatment, Disposal and Reuse, 3rd ed., McGraw-Hill, NY.

NAPIER, B. (1988). In situ bionitrification of the S-3 ponds. Environ. Progress, Vol. 7, No. 1, pp. 13-16.

OKABE, S., H. SATOH AND Y. WATANABE. (1999). In situ analysis of nitrifying biofilms as determined by in situ hybridization and the use of microelectrodes. Appl. Environ. Microbiol., Vol. 65, No. 7, pp. 3182-3191.

OVERATH, H., A. HAUSSMAN AND K. HABERER. (1986). Biological nitrate elimination by *Thiobacillus Denitrificans* using elemental sulfur fixed on granular activated carbon as electron donor. Vom Wasser, Vol. 66.

PAUL, E.A. AND F.E. CLARK. (1989). Transformation of nitrogen between the organic and inorganic phase and to nitrate. Soil Microbiology and Biochemistry, Academic Press, San Diego, CA, pp. 133-148.

PELCZAR, M.J., E.C.S. CHAN AND N.R. KRIEG. (1986). Microbiology, 5th ed., McGraw-Hill, NY.

PRINCIC, A., I. MAHNE, F. MEGUSAR, E.A. PAUL AND J.M. TIEDJE. (1998). Effects of pH and oxygen and ammonium concentrations on the community structure of nitrifying bacteria from wastewater. Appl. and Environ. Microbiol., Vol. 64, No. 10, pp. 3584-3590.

RAVARINI, P., J. COUTELLE AND F. DAMEZ. (1988). L'usine de Dennemont - une unité de dénitrification-nitrification à grande échelle. Techniques, Sciences, Méthodes, pp. 235-240.

RICHARD, Y.R. (1989). Operating experiences of full-scale biological and ion-exchange denitrification plants in France. J. of the Inst. of Wat. and Environ. Management, Vol. 3, No. 2, pp. 154-167.

ROENNEFAHRT, K.W. (1986). Nitrate elimination with heterotrophic aquatic microorganisms in fixed bed reactors with buoyant carriers. Aqua, No. 5, pp. 283-285.

RUSTEN, B., L.J. HEM AND H. ODEGAARD. (1995). Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors. Wat. Environ. Res., Vol. 67, No.1, pp. 75-86.

RUSTEN, B., L.J. HEM AND H. ODEGAARD. (1995). Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors. Wat. Environ. Res., Vol. 67, No.1, pp. 65-74.

SCHRAMM, A., L.H. LARSEN, N.P. REVSBECH, N.B. RAMSING, R. AMANN AND K-H. SCHLEIFER. (1996). Structure and function of a nitrifying

biofilm as determined by in situ hybridization and the use of microelectrodes.

Appl. and Environ. Microbiol., Vol. 62, No. 12, pp. 4641-4647.

SHEINTUCH, M., B. TARTAKOVSKY, N. NARKIS AND M. REBHUN. (1995).

Substrate inhibition and multiple states in a continuous nitrification process.

Wat. Res., Vol. 29, No. 3, pp. 953-973.

ST-GERMAIN, P., D. SHINK AND N. KUYUCAK. (1994). Biological

nitrification and denitrification of mine waters: a mini-pilot plant study.

Noranda Technology Centre Internal Report, Project #V31331.

ST-GERMAIN, P. AND D. SHINK. (1996). Biological nitrification and

denitrification of mine waters: a pilot plant study. Noranda Technology

Centre Internal Report, Project # V31331.

ST-GERMAIN, P. (1998). Cause of pH rise in Holloway mine water upon

aeration. Internal Memorandum, Noranda Technology Centre, February.

SURAMPALLI, R.Y., O.K. SCHEIBLE AND S.K. BANERJI. (1995).

Nitrification in single-stage trickling filters. Environ. Progress, Vol. 4, No. 3,

pp. 164-171.

TAN, K.G., R.E. MOLNAR AND MINERAL SCIENCES LABORATORIES STAFF. (1995). Ammonia control consortium – pilot campaign results and final report. CANMET Mineral Sciences Laboratories Division Report MSL 95-17 (CR).

WELANDER, U., T. HENRYSSON AND T. WELANDER. (1997). Nitrification of landfill leachate using suspended-carrier biofilm technology. Wat. Res., Vol. 31, No.9, pp. 2351-2355.

WILSON, R.W. (1995). Biological Nitrification of Mine Water. Beak Ref# : 5123.1, June 1995.

YAMAGUCHI, T., P. MOLDRUP, S. TERANISHI AND D.E. ROLSTON. (1990). Denitrification in porous media during rapid, continuous leaching of synthetic wastewater at saturated water flow. J. Environ. Qual., Vol. 19, pp.676-683.

ZHANG, T.C. AND P.L. BISHOP. (1996). Evaluation of substrate and pH effects in a nitrifying biofilm. Wat. Environ. Res., Vol. 68, No.7, pp. 1107-1115.

ZEHNDER, A.J.B. (1988). Ecology of denitrification and dissimilatory nitrate reduction to ammonium. Biology of Anaerobic Microorganisms, John Wiley & Sons, NY, pp. 179-245.

ANNEXE A: Détails des calculs pour l'évaluation économique

Table A.1 Estimate of Total Reactor Volume Required Based on Litterature Data

Reactor Type	Electron donor	Removal rate		Temperature (C)	Reference	Rate selected for computation*		Empty bed volume required	
		as stated in the reference	kg N/m ³ .d			minimum	maximum	Golden Giant Mine (m ³)	Holloway Mine (m ³)
NITRIFICATION									
Packed-bed	n/a	30 g NH ₄ -N/m ³ .h 0.15 kg NH ₄ /m ³ .d	0.72 0.12	10	St-Germain and Shink, 1995 Ravarini <i>et al.</i> , 1988	0.12	0.72	200.0 1200.0	17.5 105.0
Fluidized-bed	n/a	0.5 mg N/l.min (Figure 3.2)	0.72		Gauntlett, 1981		0.72	200.0	17.5
Trickling filter	n/a	0.02 - 0.06 gal/12.min (Table 10-13) 7 ft depth (Table 10-13) [NH ₃ -N] = 25 mg/L (Table 3-16)	0.08 0.2		Metcalfe & Eddy, 1991				
Moving bed	n/a	1.17 - 3.2 lb NH ₃ -N/1000ft ³ .d 1.14 - 2.15 lb NH ₃ -N/1000 ft ³ .d	0.019 - 0.0512 0.018 - 0.0344	< 16 > 17	Surampalli <i>et al.</i> , 1995 Surampalli <i>et al.</i> , 1995	0.02	0.05	2880.0 7200.0	252.0 630.0
		300-400 g NH ₄ -N/m ³ .d	0.3-0.4	10	Rusten <i>et al.</i> , 1995	0.35		411.4	36.0
DENITRIFICATION									
Heterotrophic									
Packed-bed	org. matter	30 g N/m ³ .h 5 kg NO ₃ /m ³ .d 0.4 - 1.5 kg NO ₃ -N/m ³ .d 2.5 - 12 g N/m ³ .hr 5 - 24 g N/m ³ .hr 7 lb NO ₃ -N/1000 ft ³ .d (Table 11-23) 106 lb NO ₃ -N/1000 ft ³ .d (Table 11-23)	0.72 1.15 0.4 - 1.5 0.06 - 0.288 0.12 - 0.58 0.112 1.696	10 10-12 10 20 20 20 20	St-Germain and Shink, 1995 Ravarini <i>et al.</i> , 1988 Mateju <i>et al.</i> , 1992 Gauntlett, 1981 Gauntlett, 1981 Metcalfe & Eddy, 1991 Metcalfe & Eddy, 1991	0.06	1.5	96.0 2400.0	8.4 210.0
Fluidized bed	org. matter	2.10 - 11.30 kg NO ₃ -N/m ³ .d 160 g N/m ³ .h 310 g N/m ³ .h 337.5 lb NO ₃ -N/1000 ft ³ .d (Table 11-23) 875 lb NO ₃ -N/1000 ft ³ .d (Table 11-23)	2.10 - 11.30 3.84 7.44 5.4 14	10-11 10 20 20 20	Mateju <i>et al.</i> , 1992 Gauntlett, 1981 Gauntlett, 1981 Metcalfe & Eddy, 1991 Metcalfe & Eddy, 1991	2.1	11.3	12.7 68.6	1.1 6.0
Rapid infiltration system	org. matter	10-26.9 mg/L.h 0.6 - 1.5 mg/L.h	0.24 - 0.65 0.014-0.036	30 10	Yamaguchi <i>et al.</i> , 1990 Yamaguchi <i>et al.</i> , 1990	0.01	0.04	3600.0 14400.0	427.5 1260.0
Moving-bed	org. matter	700 g NO _x -N/m ³ .d	0.7	10	Rusten <i>et al.</i> , 1995	0.7		205.7	18.0
Autotrophic									
Slow filtration bed		0.032 kg NO ₃ /m ³ .h	0.07		van der Hoek <i>et al.</i> , 1991	0.07		2057.1	180.0
Packed bed	elem. S hydrogen	0.14-1.08 kg NO ₃ -N/m ³ .d 0.25 kg NO ₃ -N/m ³ .d	0.14 0.25	16 10	Mateju <i>et al.</i> , 1992 Mateju <i>et al.</i> , 1992	0.14	1.08	133.3 1028.6	11.7 90.0
Fluidized bed	hydrogen	0.6 kg NO ₃ -N/m ³ .d 1.3 kg NO ₃ -N/m ³ .d	0.6 1.3	5 20	Mateju <i>et al.</i> , 1992 Mateju <i>et al.</i> , 1992	0.6	1.3	110.6 240.0	9.7 21.0

* rate selected based on temperature of around 10C

Table A.2 Cost and Reference of Reagents Used in Operating Cost Evaluation

Reagent	Cost*		Reference	Specifics
	as given	\$/kg		
NITRIFICATION				
*alk req. (as CaCO ₃ equiv.): 7.3				
NaHCO ₃	\$21.80 US/100 lbs	0.67	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	USP, powd., reg. grade bags
Na ₂ CO ₃	\$510 US/ton	0.79	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	hydrated bgs
CaCO ₃	\$87.50 US/ton	0.13	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	dry, coarse (9-17 um) bgs, bulk
H ₃ PO ₄	\$30.50 US/100 lbs	0.94	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	commercial and technical, 75% tanks, lrt.
Phosphate rock	\$30.00/ton**	0.05	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	Fla. land pebble, run of mine, washed, 66-68% bone phosphate of lime, bulk car load
HETEROTROPHIC DENITRIFICATION				
Methanol (CH ₃ OH)	\$340/MT	0.34	Neil Dorcas, Commodity Specialist for Noranda, fax sent April 1994	min. delivery of 20 metric ton, delivered at Rouyn-Noranda
Ethanol (CH ₃ CH ₂ OH)	\$860/MT	0.86	Neil Dorcas, Commodity Specialist for Noranda, fax sent April 1994	min. delivery of 20 metric ton, delivered at Rouyn-Noranda
Acetic acid (CH ₃ COOH)	\$980/MT	0.98	Neil Dorcas, Commodity Specialist for Noranda, fax sent April 1994	min. delivery of 20 metric ton, delivered at Rouyn-Noranda
AUTOTROPHIC DENITRIFICATION				
Elemental sulfur	\$55.00 US/MT	0.08	Chemical Market Reporter, vol. 251, #3, January 20, 1997	recovered, f.o.b. Vancouver
Hydrogen (H ₂)	\$0.50/m ³	0.5 (\$/m ³)	Neil Dorcas, Commodity Specialist for Noranda, fax sent April 1994	

*US exchange rate= 1.4

**1ton= short ton=2000 lbs=908 kg

Table A.3 Estimation of Reagents Requirements and Costs for Golden Giant Mine Water

Effluent Characteristics							
Flow rate	300	m ³ /hr					
	2628000	m ³ /yr					
NH ₃ -N Concentration	20	g/m ³					
NO ₃ -N Concentration	8	g/m ³					
total N	28	g/m ³					
BOD to be removed	50	g/m ³					
NH ₃ -N loading	144	kg/d					

Reagents Requirements							
NITRIFICATION	Weight ratio reagent	Weight ratio	Quantity of Reagent Required		Reagent Unit Cost (\$/kg)	Cost	
			(g/m ³)	(L/m ³)		(\$/m ³)	(\$/yr)
C source [alk. requ. as CaCO ₃ equiv.: 7.3*]		as CaCO ₃ equiv.					
NaHCO ₃	11.3	13.4	226		0.67	0.15	397932
Na ₂ CO ₃	10.5	9.9	210		0.79	0.17	435985
CaCO ₃	7.3	7.3	146		0.13	0.02	49879
P source		as P equiv.*					
K ₂ HPO ₄	0.822	0.15	16.44				
H ₃ PO ₄	0.022	0.0068	0.44		0.94	0.0004	1087

HETEROTROPHIC DENITRIFICATION	Weight ratio reagent	Weight ratio	Quantity of Reagent Required		Reagent Unit Cost (\$/kg)	Cost	
			(g/m ³)	(L/m ³)		(\$/m ³)	(\$/yr)
C source							
Methanol (CH ₃ OH)**	3.25		65		0.34	0.02	58079
Ethanol (CH ₃ CH ₂ OH)**	2.67		53.4		0.86	0.05	120688
Acetic acid (CH ₃ COOH)**	4.37		87.4		0.98	0.09	225093
Acetic acid (CH ₃ COOH)***	1.6		32		0.98	0.03	82414
P source		as P equiv.*					
K ₂ HPO ₄	0.34	0.06	6.8				
H ₃ PO ₄	0.19	0.06	3.8		0.94	0.0036	9387
P source for BOD polishing		as P/BOD*					
K ₂ HPO ₄	reagent/BOD	0.01					
H ₃ PO ₄	0.03	0.01	1.5		0.94	0.0014	3705

AUTOTROPHIC DENITRIFICATION	Weight ratio reagent	Weight ratio	Quantity of Reagent Required		Reagent Unit Cost (\$/kg) (\$/L for H ₂)	Cost	
			(g/m ³)	(L/m ³)		(\$/m ³)	(\$/yr)
C source [alk. requ. as CaCO ₃ equiv.: 8.1****]		as CaCO ₃ equiv.					
NaHCO ₃	6.8	8.1	136		0.67	0.09	239463
Na ₂ CO ₃	8.6	8.1	172		0.79	0.14	357093
CaCO ₃	8.1	8.1	162		0.13	0.02	55346
Electron donor							
Elemental sulfur**	3		60		0.08	0.0048	12614
Hydrogen (H ₂)**	0.39		7.8	86.50	0.0005	0.04	113654
P source		as P equiv.*					
K ₂ HPO ₄	0.822	0.15	16.44				
H ₃ PO ₄	0.022	0.0068	0.44		0.94	0.0004	1087

*: St-Germain *et al.*, 1995**: Mateju *et al.*, 1992

***: Napier, 1988

****: van der Hoek *et al.*, 1991

Table A.4 Estimation of Reagents Requirements and Costs for Holloway Mine Water

Effluent Characteristics		
Flow rate	18.75 164250	m3/hr m3/yr
NH3-N Concentration	28	g/m3
NO3-N Concentration	10	g/m3
total N	38	g/m3
BOD to be removed	50	g/m3
NH3-N loading	12.6	kg/d

Reagents Requirements							
NITRIFICATION	Weight Ratio reagent	Weight Ratio	Quantity of Reagent Required		Reagent Unit Cost (\$/kg)	Cost	
			(g/m3)	(L/m3)		(\$/m3)	(\$/yr)
C source [alk. requ. as CaCO3 equiv.: 7.3*]							
		as CaCO3 equiv.					
NaHCO3	11.3	13.4	316.4		0.67	0.21	34819
Na2CO3	10.5	9.9	294		0.79	0.23	38149
CaCO3	7.3	7.3	204.4		0.13	0.03	4364
P source							
		as P equiv.*					
K2HPO4	0.822	0.15	23.016				
H3PO4	0.022	0.0068	0.616		0.94	0.0006	95

HETEROTROPHIC DENITRIFICATION	Weight Ratio reagent	Weight Ratio	Quantity of Reagent Required		Reagent cost (\$/kg)	Cost	
			(g/m3)	(L/m3)		(\$/m3)	(\$/yr)
C source							
Methanol (CH3OH)**	3.25		123.5		0.34	0.04	6897
Ethanol (CH3CH2OH)**	2.67		101.46		0.86	0.09	14332
Acetic acid (CH3COOH)**	4.37		166.06		0.98	0.16	26730
Acetic acid (CH3COOH)***	1.6		60.8		0.98	0.06	9787
P source							
		as P equiv.*					
K2HPO4	0.34	0.06	12.92				
H3PO4	0.19	0.06	7.22		0.94	0.01	1115
P source for BOD polishing							
	reagent/BOD	as P/BOD*					
K2HPO4	0.06	0.01					
H3PO4	0.03	0.01	1.5		0.94	0.0014	232

AUTOTROPHIC DENITRIFICATION	Weight Ratio reagent	Weight Ratio	Quantity of Reagent Required		Reagent Unit Cost (\$/kg) (\$/L for H2)	Cost	
			(g/m3)	(L/m3)		(\$/m3)	(\$/yr)
C source [alk. requ. as CaCO3 equiv.: 8.1****]							
		as CaCO3 equiv.					
NaHCO3	6.8	8.1	258		0.67	0.17	28436
Na2CO3	8.6	8.1	327		0.79	0.26	42405
CaCO3	8.1	8.1	308		0.13	0.04	6572
Electron donor							
Elemental sulfur**	3		114		0.08	0.01	1498
Hydrogen (H2)**	0.39		14.82	164	0.0005	0.08	13496
P source							
		as P equiv.*					
K2HPO4	0.822	0.15	31.24				
H3PO4	0.022	0.0068	0.84		0.94	0.0008	129

*: St-Germain *et al.*, 1995**: Mateju *et al.*, 1992

***: Napier, 1988

****: van der Hoek *et al.*, 1991

Table A.5 Global Reagents Cost

Scenarios	Mine	Process Unit						Total Cost (\$/yr)
		Nitrification		Denitrification			BOD Polishing	
		NaHCO ₃	H ₃ PO ₄	methanol	H ₃ PO ₄		H ₃ PO ₄	
Base case (NaHCO ₃ , methanol)	Hemlo Holloway	397932	1087	58079	9387		3705	470190
		34819	95	6897	1115		232	43157
Alternative I (CaCO ₃ , methanol)	Hemlo Holloway	CaCO ₃	H ₃ PO ₄	methanol	H ₃ PO ₄		H ₃ PO ₄	
		49879	1087	58079	9387		3705	122138
Alternative II (CaCO ₃ , elemental S)	Hemlo Holloway	4364	95	6897	1115		232	12703
		CaCO ₃	H ₃ PO ₄	CaCO ₃	elem. S	H ₃ PO ₄		
Alternative II (CaCO ₃ , elemental S)	Hemlo Holloway	28777	1087	55346	12614	1087		98911
		3357	95	6572	1498	129		11652

ANNEXE B: Description/Caractéristiques des colonnes

Données techniques des réacteurs

Material of Construction:	Clear PVC
External Diameter:	2"
Wall thickness:	1/2"
Internal Diameter:	1 1/2"
Overall Column Height:	148 1/2" (3.77 m)
Ports Openings:	1/4" NPT
Bottom Plate Media Support only)	perforated plate, 1 1/4" from bottom (column 2
Bottom Entry Ports:	1/2" NPT
Top Discharge Ports:	1/2" NPT
Top Vent Opening:	1 5/8"
Internal Area:	11.40 cm ²
Column capacity:	40 mL/in
Water jacket external diameter:	3 1/2"
Water jacket internal diameter:	3"
Water jacket height:	116 1/4" (2.96 m)

Tube for Head Loss Measurements

Material of Construction:	Clear PVC
Internal Diameter:	1"
External Diameter:	1 1/4"
Wall Thickness:	1/4"
Overall Height:	148 1/2" (3.77m)

Emplacement des ports d'échantillonnage

Colonne	C1	C2	C3
Colonne B/W	-	145 1/2"	-
Colonne O/F	127 3/8"	130 1/2"	127 3/4"
Po12	-	87 1/2"	-
Po11	91 5/8"	75 1/2"	91 3/4"
Po10	79 5/8"	63 1/2"	79 3/4"
Po9	67 5/8"	51 1/2"	67 3/4"
Po8	55 5/8"	39 1/2"	55 3/4"
Po7	43 5/8"	27 1/2"	43 3/4"
Po6	31 5/8"	15 1/2"	31 3/4"
Po5	19 5/8"	11 3/8"	19 3/4"
Po4	15 5/8"	9 1/2"	15 3/4"
Po3	11 5/8"	6 1/2"	11 3/4"
Po2 (port d'entrée d'air)	4 1/2"	4 1/2"	4 1/2"
Po1 (port d'alimentation)	3 1/2"	3 1/2"	3 1/2"
Plaque de support	-	1 1/4"	-
Colonne (au plus bas)0"	0"	0"	0"

Caractérisation hydraulique

Colonne	C1	C2	C3
Total graded support bed height	9 1/4"	7 1/4"	10 1/8"
Fine media height	72"	72"	72"
Media Volume			
Graded support bed			
15.9-25.4 mm	65 ml	65 ml	65 ml
12.7-19 mm	65 ml	65 ml	65 ml
6.35-12.7 mm	65 ml	65 ml	65 ml
3.17-6.35 mm	65 ml	65 ml	65 ml
Reactive bed			
Fine media	2500 ml	2640 ml	2540 ml
Void volume (measured volume)			
Total graded support bed	446 ml	400 ml	400 ml
Fine media	574 ml	470 ml	830 ml
Estimated Dead Space volume (bottom of column)	height 1 1/2"	1 1/4"	1 1/2"
[C1 and C3 no support plate used]	EBV 43.4 ml	36.2 ml	43.4 ml
15.9-25.4 mm silica rocks	volume 13.0 ml		13.0 ml
porosity: 30%			
volume estimated as empty bed volume * 30%			
Head Volume			
Filter to effluent port volume	1530 ml	1620 ml	1450 ml
Effluent to B/W port volume	500 ml	540 ml	560 ml
Dry weight of media put in			
15.9-25.4 mm	122.8 g	77.3 g	94.4 g
12.7-19 mm	95.5 g	65.7 g	108.6 g
6.35-12.7 mm	88.4 g	95.2 g	98.4 g
3.17-6.35 mm	92.2 g	84.4 g	103.2 g
Fine media	3443.5 g	3722.5 g	3815.9 g
Media density	1.38 g/ml	1.41 g/ml	1.50g/ml
Measured Porosity	41.5%	43.5%	37.5%
Specific Surface Area	1000 m ² /m ³	1000 m ² /m ³	1000
m ² /m ³			
d _{moyen}	2.4 mm	3 mm	2.4 mm

ANNEXE C: Caractérisation de l'eau minière

Tableau C.1 Caractérisation de l'eau minière d'Holloway**Chimie générale**

Paramètre	Unité	Concentration
pH	-	7.1
NH ₄	mg N/L	17
NO ₂	mg N/L	3.92
NO ₃	mg N/L	65.7
SO ₄ ²⁻	mg/L	226
PO ₄ ²⁻	mg/L	0.05
TSS	mg/L	37
TOC	mg/L	5.5
Dureté	mg CaCO ₃ /L	352.3

Tableau C.2 Caractérisation de l'eau minière d'Holloway

Ion	Concentration (mg/L)	
	Dissous	total
Al	< 0.2	0.209
As	0.021	0.023
Be	<0.01	<0.01
Bi	<0.02	<0.02
Ca	86.48	86.43
Cd	<0.002	<0.002
Co	0.003	0.003
Cr	<0.02	<0.02
Cu	<0.02	<0.02
Fe	0.564	0.712
Ga	<0.02	<0.02
In	<0.002	<0.002
K	27.98	28.0
Li	0.025	0.026
Mg	33.33	33.13
Mn	0.069	0.073
Mo	0.036	0.037
Na	85.3	84.87
Ni	<0.02	<0.02
P	<0.2	<0.2
Pb	<0.02	<0.02
S	110.7	109.9
Sb	0.025	0.028
Se	<0.02	<0.02
Si	6.08	6.27
Sn	<0.02	<0.02
Sr	3.77	3.78
Te	<0.02	<0.02
Ti	<0.02	<0.02
Tl	<0.02	<0.02
Zn	0.098	0.192

ANNEXE D: Caractérisation des matériaux immobilisants

**ANNEXE D.1: Fiche technique du sable de la colonne C3 et analyse
granulométrique du matériau immobilisant pour chaque colonne**

La fiche suivante résume les spécifications techniques du sable utilisé pour C3. Cette fiche a été fournie par Daubois, St-Léonard qui était le fournisseur pour le sable.

Daubois

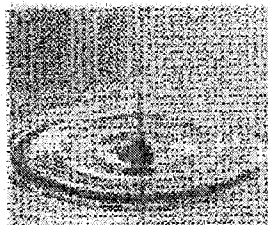
Fiche technique

Version 1.0 du 2001, page 1

Donnée 13

SABLE ET GRAVIER DE FILTRATION

Pour usage industriel sur lits filtrants



1- Description du produit

1.1 USAGE PRINCIPAL

Le SABLE ET GRAVIER DE FILTRATION est utilisé dans les procédés industriels de traitement des eaux et principalement dans la préparation de la filtration selon les spécifications du concepteur de l'usine et des besoins de l'industrie.

1.2 COMPOSITION

Le SABLE ET GRAVIER DE FILTRATION sont des agrégats de silice de couleur blanc cassé, sans de sources polluantes et sont lavés, mesurés et conditionnés selon les règles pour pouvoir être livrés à nouveau et analysés.

1.3 EMPAQUAGE

Sacs de 45kg (100 lb)

1.4 PONDÉRAT COUVRANT

Pour de 40 kg (100 lb) dans un volume de 0,020 m³ (1 pied cube)

1.5 AVANTAGES

- Sable et gravier lavé et sans polluantes
- Origine d'origine naturelle
- Excellent coefficient d'uniformité
- Propriétés physiques constantes
- Grande durée de vie

Tableau I- Granulométrie du sable de filtration (% passant)

mm	0,075	0,15	0,3	0,6	1,2	2,5	5,0
4,75	99						
7,5	99						
15	99						
30	99						
60	99						
125	99						
250	99						
500	99						
1000	99						
2000	99						
4000	99						
8000	99						
16000	99						
32000	99						
63000	99						
125000	99						
250000	99						
500000	99						
1000000	99						
2000000	99						
4000000	99						
8000000	99						
16000000	99						
32000000	99						
63000000	99						
125000000	99						
250000000	99						
500000000	99						
1000000000	99						
2000000000	99						
4000000000	99						
8000000000	99						
16000000000	99						
32000000000	99						
63000000000	99						
125000000000	99						
250000000000	99						
500000000000	99						
1000000000000	99						
2000000000000	99						
4000000000000	99						
8000000000000	99						
16000000000000	99						
32000000000000	99						
63000000000000	99						
125000000000000	99						
250000000000000	99						
500000000000000	99						
1000000000000000	99						
2000000000000000	99						
4000000000000000	99						
8000000000000000	99						
16000000000000000	99						
32000000000000000	99						
63000000000000000	99						
125000000000000000	99						
250000000000000000	99						
500000000000000000	99						
1000000000000000000	99						
2000000000000000000	99						
4000000000000000000	99						
8000000000000000000	99						
16000000000000000000	99						
32000000000000000000	99						
63000000000000000000	99						
125000000000000000000	99						
250000000000000000000	99						
500000000000000000000	99						
1000000000000000000000	99						
2000000000000000000000	99						
4000000000000000000000	99						
8000000000000000000000	99						
16000000000000000000000	99						
32000000000000000000000	99						
63000000000000000000000	99						
125000000000000000000000	99						
250000000000000000000000	99						
500000000000000000000000	99						
1000000000000000000000000	99						
2000000000000000000000000	99						
4000000000000000000000000	99						
8000000000000000000000000	99						
16000000000000000000000000	99						
32000000000000000000000000	99						
63000000000000000000000000	99						
125000000000000000000000000	99						
250000000000000000000000000	99						
500000000000000000000000000	99						
1000000000000000000000000000	99						
2000000000000000000000000000	99						
4000000000000000000000000000	99						
8000000000000000000000000000	99						
16000000000000000000000000000	99						
32000000000000000000000000000	99						
63000000000000000000000000000	99						
125000000000000000000000000000	99						
250000000000000000000000000000	99						
500000000000000000000000000000	99						
1000000000000000000000000000000	99						
2000000000000000000000000000000	99						
4000000000000000000000000000000	99						
8000000000000000000000000000000	99						
16000000000000000000000000000000	99						
32000000000000000000000000000000	99						
63000000000000000000000000000000	99						
125000000000000000000000000000000	99						
250000000000000000000000000000000	99						
500000000000000000000000000000000	99						
1000000000000000000000000000000000	99						
2000000000000000000000000000000000	99						
4000000000000000000000000000000000	99						
8000000000000000000000000000000000	99						
16000000000000000000000000000000000	99						
32000000000000000000000000000000000	99						
63000000000000000000000000000000000	99						
125000000000000000000000000000000000	99						
250000000000000000000000000000000000	99						
500000000000000000000000000000000000	99						
1000000000000000000000000000000000000	99						
2000000000000000000000000000000000000	99						
4000000000000000000000000000000000000	99						
8000000000000000000000000000000000000	99						
16000000000000000000000000000000000000	99						
32000000000000000000000000000000000000	99						
63000000000000000000000000000000000000	99						
125000000000000000000000000000000000000	99						
250000000000000000000000000000000000000	99						
500000000000000000000000000000000000000	99						
1000000000000000000000000000000000000000	99						
2000000000000000000000000000000000000000	99						
4000000000000000000000000000000000000000	99						
8000000000000000000000000000000000000000	99						
16000000000000000000000000000000000000000	99						
32000000000000000000000000000000000000000	99						
63000000000000000000000000000000000000000	99						
125000000000000000000000000000000000000000	99						
2500	99						
5000	99						
100	99						
200	99						
400	99						
800	99						
1600	99						
3200	99						
6300	99						
12500	99						
25000	99						
500	99						
1000	99						
2000	99						
4000	99						
8000	99						
16000	99						
32000	99						
63000	99						
125000	99						
2500	99						
5000	99						
100	99						
200	99						
400	99						
800	99						
1600	99						
3200	99						
6300	99						
12500	99						
25000	99						
500	99						
1000	99						
2000	99						
4000	99						
8000	99						
16000	99						
32000	99						
63000	99						
125000	99						
2500	99						
5000	99						
100	99						
200	99						
400	99						

Les trois rapports suivants concernent l'analyse granulométrique effectuée pour le calcaire utilisé dans C1 et dans C2 ainsi que le sable utilisé dans C3. Ces rapports servent à démontrer que les matériaux pour les trois colonnes étaient de granulométrie similaire.

Fondatec

Division de
soprins
ADS

Essais sur sols & granulats

Projet : Technitrol-ECO, prestation d'essais de laboratoire

Dossier : L96-8002

Endroit : Pointe-Claire, Quebec

Rapport n° : 002

Page: 1/1

Echantillonnage

Provenance : Baignoire

Vn° d'échantillon : 35331-156310

N° d'échantillon Fondatec : 2

Sondage : -

Préleveur : -

972835

Echantillonné par : client

Date de réception : 08-07-16

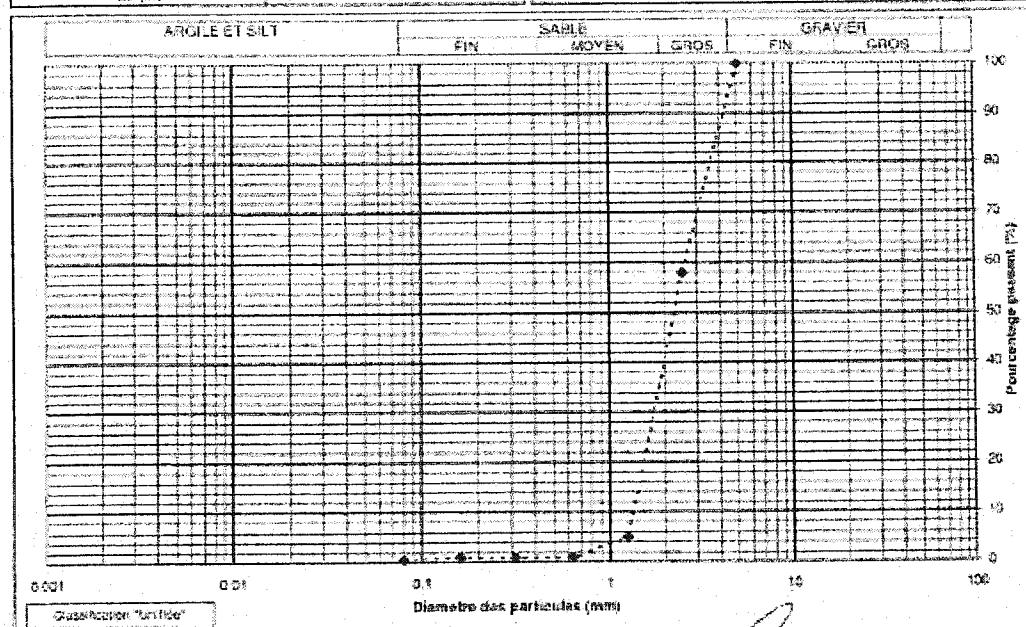
Date de l'essai : 08-01-16

Date d'échantillonnage : -

Analyse granulométrique (NQ 2550-040)

Tamie	% Passant
55 mm	
40 mm	
25 mm	
20 mm	
15 mm	
10 mm	
5 mm	100
2.5 mm	56
1.25 mm	5
630 µm	1
315 µm	1
160 µm	1
80 µm	0.5

sable de C1



0.001

0.01

0.1

1

10

100

Gravimétrie "unitaire"

Diamètre des particules (mm)

Préparé par

Date

Approuvé par

Date

Amin Lebel, techn

1998/01/16

Bruno Giquès, chef de laboratoire

9801-21

3.81.14a 02 (06-02)

Fondatec

soprin
ADS

Essais sur sols & granulats

Projet : Technitrol-ECO, prestation d'essais de laboratoire

Dossier : L98-8002

Endroit : Pointe-Claire, Québec

Rapport n° : 003
Page: 1/1

Échantillonnage

Provenance : inconnue

Vn° d'échantillon : 32301 156311

N° échantillon Fondatec : 3

Sondage : -

Protocole : -

972837

Échantillonné par : client

Date de réception : 08-01-16

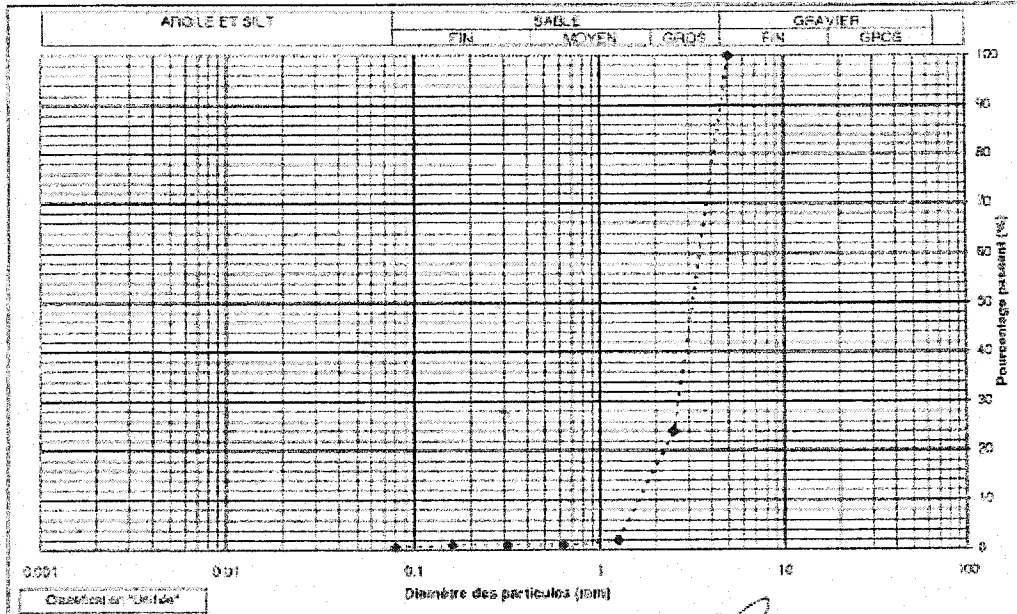
Date de l'essai : 98-01-16

Date d'échantillonnage : -

Analyse granulométrique (NQ 2560-340)

Taux	% Passant
56 mm	
40 mm	
25 mm	
20 mm	
14 mm	
10 mm	
5 mm	100
2.5 mm	24
1.25 mm	2
630 µm	1
315 µm	1
160 µm	1
80 µm	0.5

celcius de C3



Préparé par

Date

Approuvé par

Date

Alan Labail, tech.

1998-01-16

Bruno Gingras, chef de laboratoire

98-01-21

2.2.1, rev. 00 (01-07)

Fondatec

Division de
soprin
ADS

Essais sur sols & granulats

Projet : Technitrol-ECO, prestation d'essais de laboratoire

Dossier : L98-9002

Endroit : Pointe-Claire, Quebec

Rapport n° : 001

Page: 1/1

Échantillonnage

Provenance : Inconnue

VIN d'échantillon : 35331-15509

N° échantillon Fondatex : 1

Sondage : -

Profondeur : -

Date de réception : 50-01-15

Date de l'essai : 50-01-16

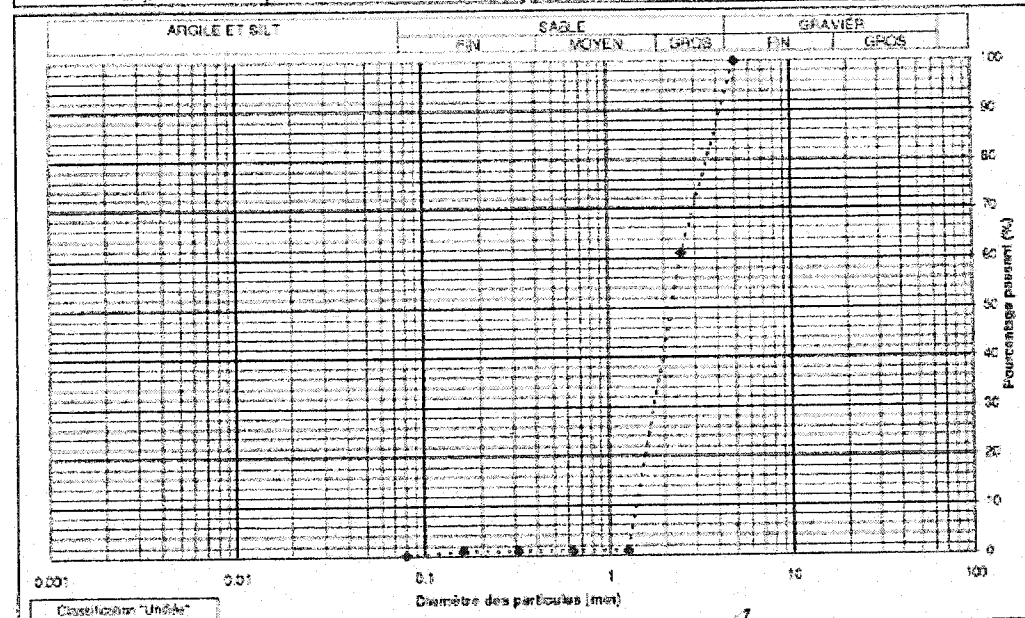
Échantillonné par : client

Date d'échantillonnage : -

Analyse granulométrique (NQ 2560-040)

Taille	% Passant
95 mm	
40 mm	
20 mm	
14 mm	
10 mm	
5 mm	100
2.5 mm	61
1.25 mm	?
630 µm	?
315 µm	?
160 µm	?
80 µm	12

salle de C3



Préparé par

Date

Approuvé par

Date

Alan Lefebvre, tech

1998/01/16

Bruno Giroux, chef de laboratoire

18-01-01

3.5.1, rev. 00 (RS-02)

ANNEXE D.2: Caractérisation chimique des matériaux immobilisants

Caractérisation chimique des matériaux immobilisants

Ion	Concentration (mg/kg)	
	Calcaire (C1 et C2)	Sable de filtration (C3)
Al	14613.86	970.83
As	< 32.88	< 32.64
Be	< 1.64	< 1.63
Bi	161.86	297.32
Ca	192200	145.92
Cd	< 1.64	< 1.63
Co	<1.64	2.19
Cr	18.76	164.53
Cu	21.01	30.16
Fe	5057.97	1869.54
Ga	<65.77	<65.27
In	75.61	<65.27
K	14775.45	<326.37
Li	<6.58	<6.58
Mg	50620.00	40.53
Mn	533.36	10.13
Mo	<6.58	<6.53
Na	5001.61	95.37
Ni	19.79	25.31
Pb	<16.44	<16.32
S	1739.87	<32.64
Sb	47.53	<32.64
Se	<32.88	<32.64
Si	104900.00	416700.00
Sn	31.76	59.76
Sr	417.6	<16.32
Te	<16.44	<16.32
Ti	67.63	104.51
Tl	<16.44	<16.32
Zn	327.73	7.14
P	<160.00	<160.00

ANNEXE D.3: Estimation du volume de vides

Estimation du volume de vides

Colonne	C1	C2	C3
Volume du lit	2500 ml	2640 ml	2540 ml
Porosité	41.5%	42.5%	37.5%
Volume de vides estimé	1062.5 ml	1122 ml	952.5 ml
Volume du gravier de support	260 ml	260 ml	260 ml
Porosité (guess)	30%	30%	30%
Volume de vides estimé	78 ml	78 ml	78 ml
Total du volume de vides ml	1115.5 ml	1200 ml	1030.5

ANNEXE D.4: Test de traceur pour la caractérisation hydraulique

Définition des paramètres

Temps de rétention théorique (t) : ce temps est égal au rapport du volume de la colonne (tableau D.4.1) et du débit.

Temps de rétention modal (t_m) : le temps où la concentration à l'effluent est maximale.

Temps de rétention médian (t_{50}) : le temps où la moitié de la masse du traceur injecté est sorti du bassin.

Temps de rétention initial (t_i) : le temps où le traceur apparaît pour la première fois.

t_{10} : le temps où 10% de la masse du traceur injectée a été récupérée.

t_{90} : le temps où 90% de la masse du traceur injectée a été récupérée.

Indice de dispersion (I_m) = t_{90} / t_{10} .

Indice du degré de mélange = t_i / t .

Efficacité hydraulique = t_m / t .

Estimation du temps de rétention théorique (t)

Tableau D.4.1 Estimation du temps de rétention théorique

Section	C1	C2	C3
Colonne de nitrification			
diamètre interne (cm) (réf. Annexe B)	3.81		
aire de surface (cm ²) (réf. Annexe B)	11.4		
Couche fine et particulaire			
volume de vides (mL) (réf. tableau 7.5)	1116	1200	1031
Eau de surface			
hauteur de la sortie (cm) (réf. Annexe B)	324	332	325
hauteur effective* (cm)	117	130	116
volume (mL)	1334	1482	1322
Tête de perte de charge			
diamètre interne (cm) (réf. Annexe B)	2.54		
aire de surface (cm ²)	5.07		
hauteur (cm) (réf. Annexe B)	377		
volume (mL)	1911		
Volume total** (mL)	4361	4593	4264
Débit (mL/min)	14	18	20
t (min)	312	255	213

* hauteur effective = hauteur de la sortie – hauteur de lit (tableau 7.5)

** volume total = volume de vides + volume de l'eau de surface + volume de la tête de perte de charge

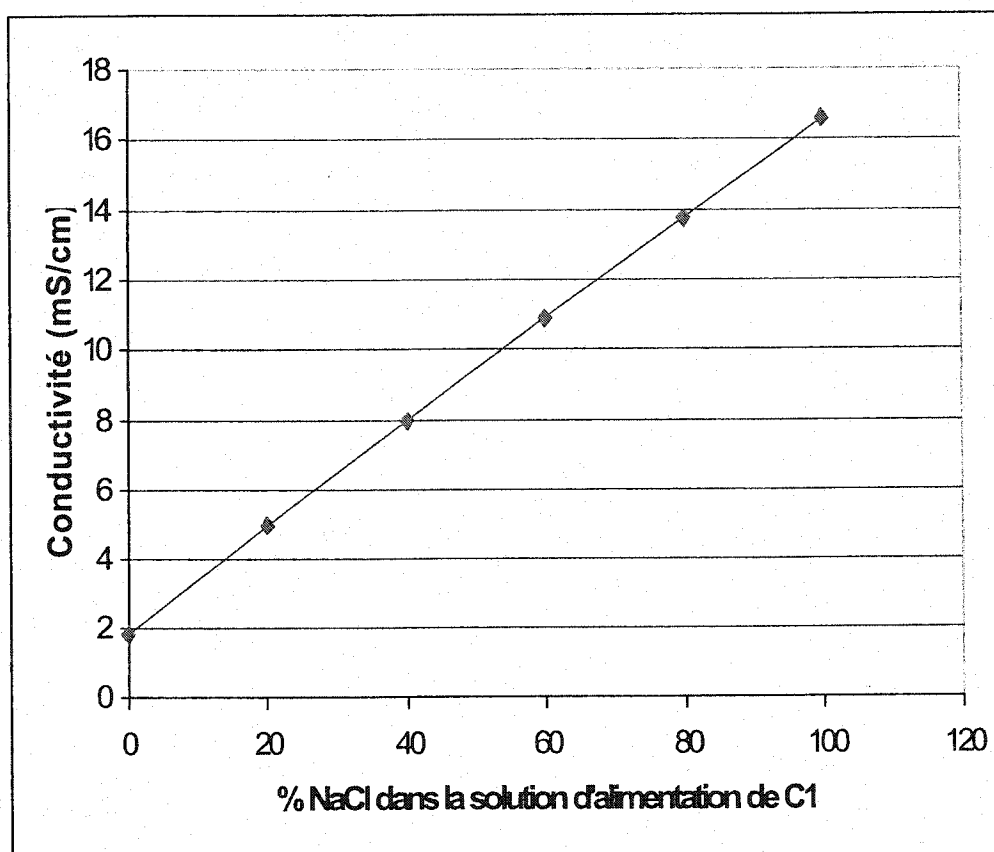


Figure D.4.1 Calibration de la mesure du traceur

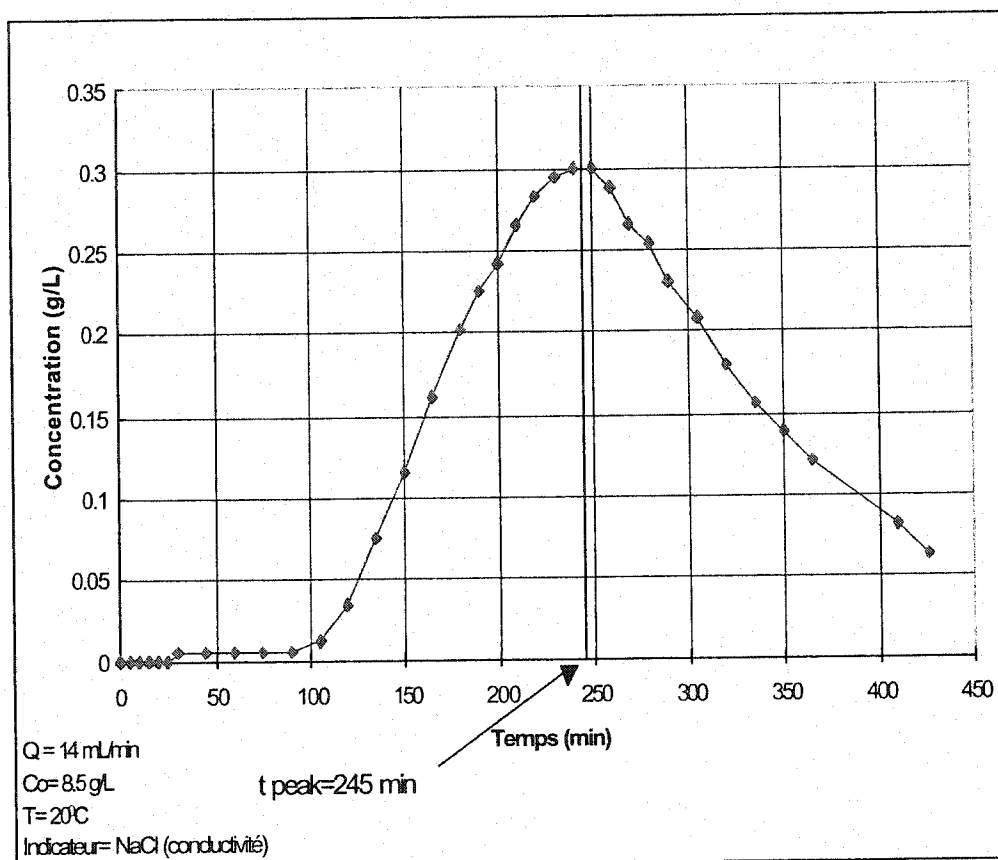


Figure D.4.2 Concentration du traceur à l'effluent en fonction du temps pour C1

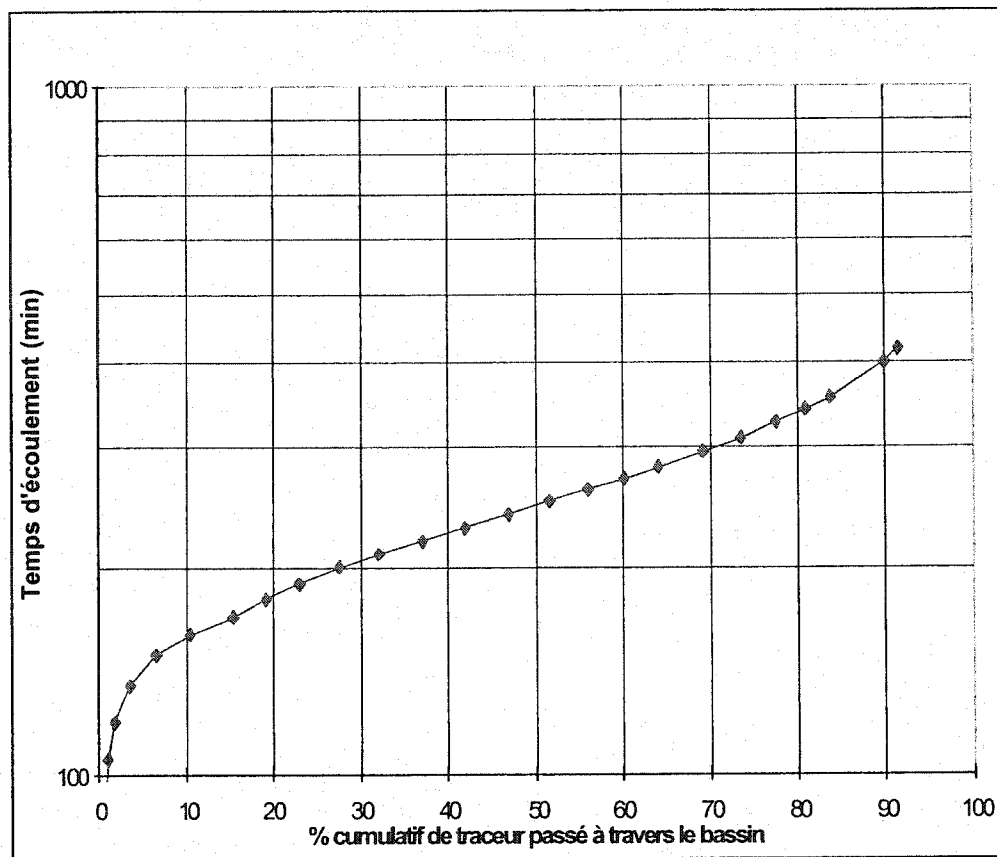


Figure D.4.3 Relation entre le temps d'écoulement et le pourcentage cumulatif de traceur passé à travers le bassin pour C1

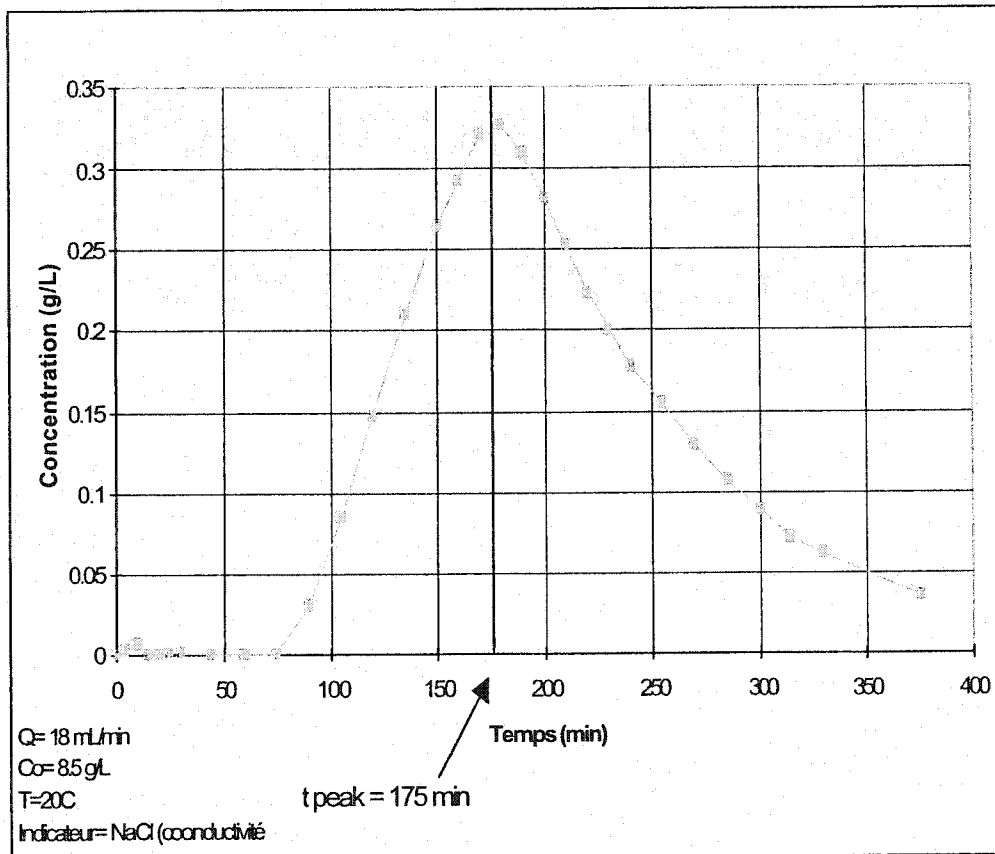


Figure D.4.4 Concentration du traceur à l'effluent en fonction du temps pour C2

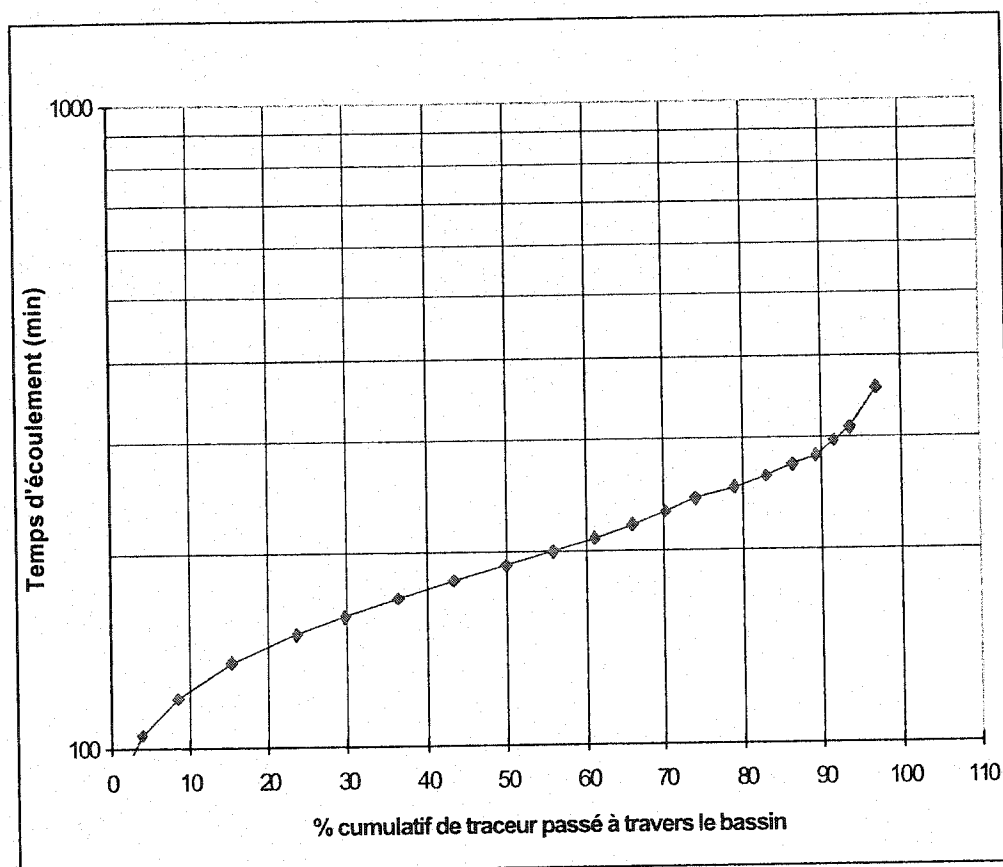


Figure D.4.5 Relation entre le temps d'écoulement et le pourcentage cumulatif de traceur passé à travers le bassin pour C2

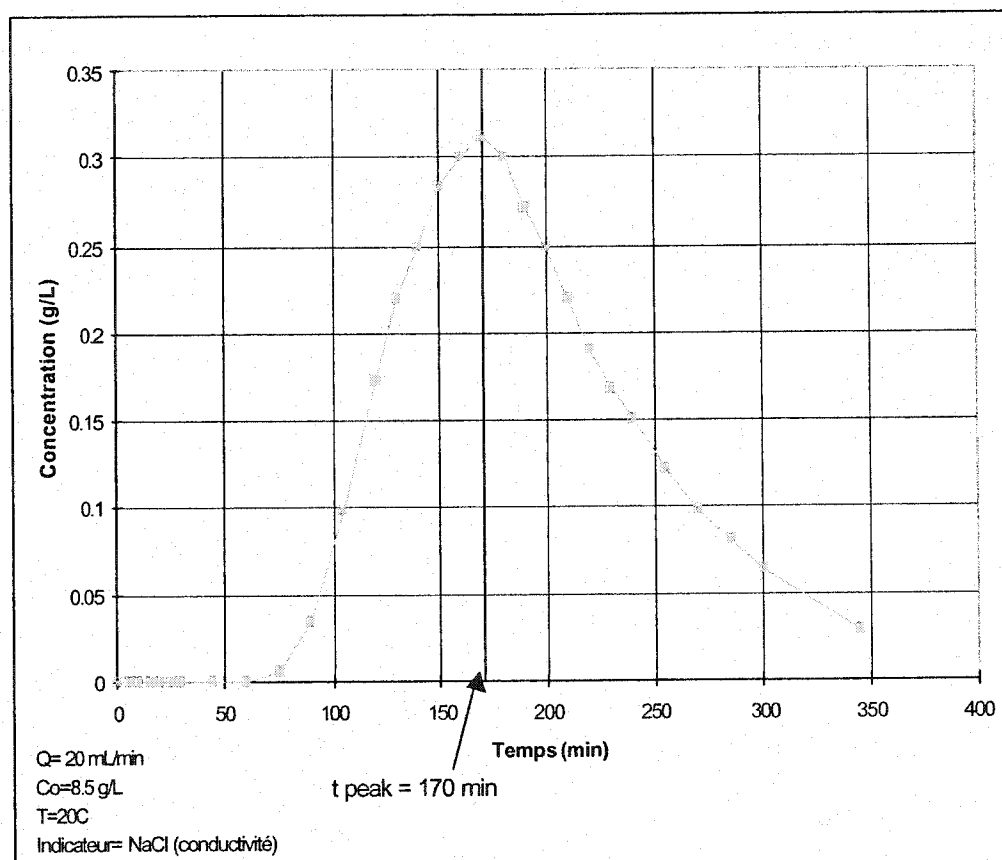


Figure D.4.6 Concentration du traceur à l'effluent en fonction du temps pour C3

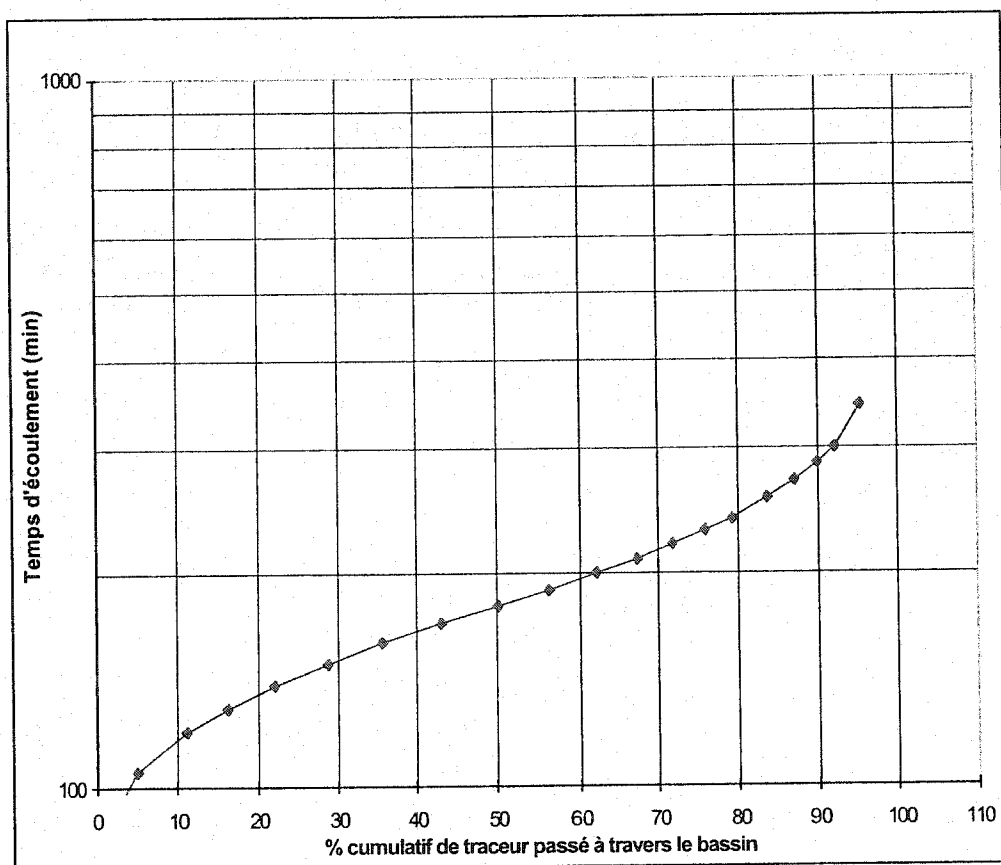


Figure D.4.7 Relation entre le temps d'écoulement et le pourcentage cumulatif de traceur passé à travers le bassin pour C3

ANNEXE E: Calcul du taux d'enlèvement de N

Calcul du taux d'enlèvement de N ($\text{NH}_4^+ + \text{NO}_2^-$)

Le taux d'enlèvement volumétrique est défini par l'équation suivante:

Taux d'enl. volumique (T) = (concentration ([])* débit (Q)) / volume de lit vide (V_{lit}) Eq. E.1

Le taux d'enlèvement volumique a été estimé de deux façons: 1) en tenant compte des résultats obtenus pour l'ensemble du test, **taux d'enlèvement volumique global** et 2) basé sur des mesures de profil des colonnes, **taux d'enlèvement volumique de profil**.

1) Taux d'enlèvement volumique global

Le taux d'enlèvement volumique global est défini par l'équation E.2:

T global = [] moyenne * Q moyen / V_{lit} total Eq. E.2

Les données utilisées pour estimer le T global pour chaque colonne sont indiquées dans le Tableau E.1.

Tableau E.1 Données ayant servi à estimer le T global

Paramètre	Unité	Mesure		
		Colonne 1	Colonne 2	Colonne 3
Concentration	g/L	0.0456 (Tableau E.2)	0.0465 (Tableau E.3)	0.0325 (Tableau E.4)
Débit	mL/min	16 (Tableau E.2)	19 (Tableau E.3)	19 (Tableau E.4)
	L/h	0.96	1.14	1.14
Hauteur du lit (h)	Pouce	81.25	79.25	82.125
V_{lit}	m ³	0.0033	0.0032	0.0033
T global	g/m³-h	13	17	11

$V_{\text{lit}} = h * \text{capacité (40 mL/pouce)}$

2) Taux d'enlèvement volumique de profil

Le taux d'enlèvement volumique de profil est défini par l'équation E.3:

$$T_{\text{profil}} = \Delta \text{charge} / \Delta V_{\text{lit}} \quad \text{Eq. E.3}$$

où charge = [] en un point de la colonne* débit au moment de la mesure du profil.

Les données utilisées pour estimer le T profil, peuvent être trouvées dans le Tableau E.5. Les données ont été extraites des pentes obtenues pour chaque colonne, tel qu'illustré aux Figures E.1, E.2 et E.3.

A titre informatif, les profils de charge de $(\text{NH}_4 + \text{NO}_2)\text{-N}$ pour les trois colonnes ont été réunis dans la Figure E.I. Dans cette figure, les profils couvrent la pleine hauteur de chaque colonne. Dans les Figures E.1, E.2 et E.3, seulement la première moitié de la colonne, où une pente peut être calculée, a été utilisée.

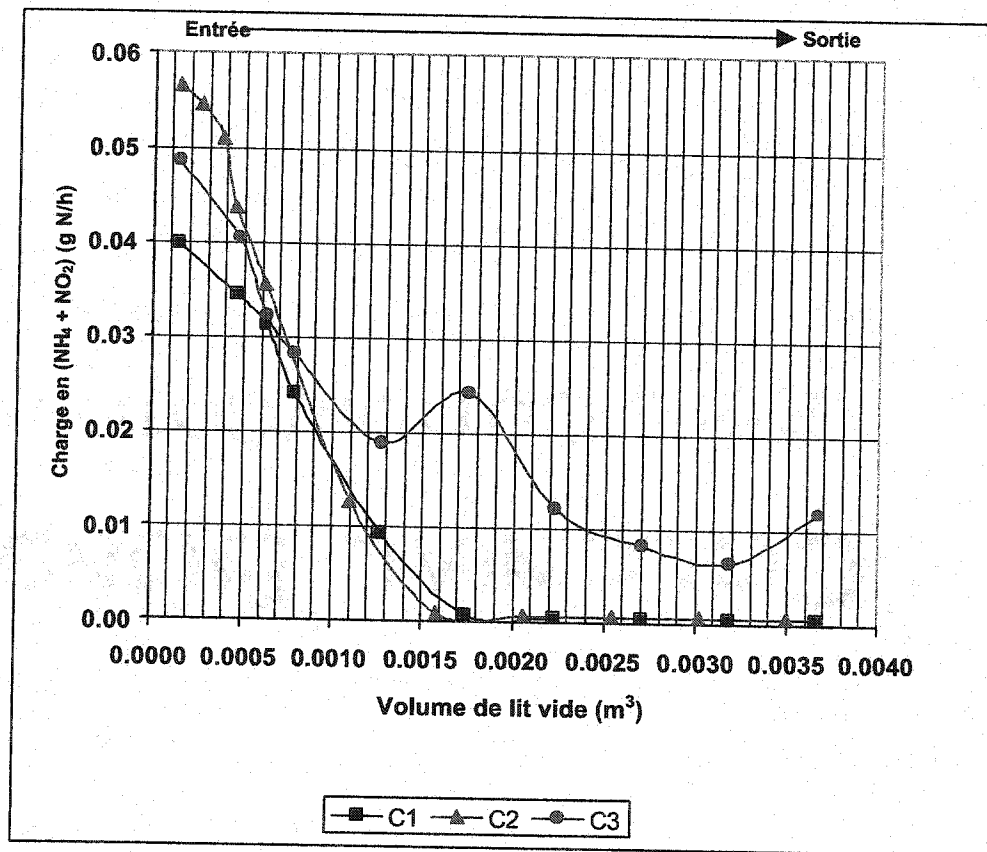


Figure E.I Comparaison du profil de concentration de N pour les trois colonnes.

Tableau E.2 Données brutes corrigées utilisées pour les calculs d'enlèvement d'azote (N) pour la colonne 1

Date	Jour*	Débit (mL/min)	Concentration de NH4-N		Concentration de NO2-N		Concentration de (NH4 + NO2)-N		Enlèvement de N	
			Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Net (mg/L)	%
98/05/15	185	16	48.6	0.30	0.30	0.30	48.9	0.60	48.3	98.8
98/05/17	187	17	47.1	0.30	0.30	0.30	47.4	0.60	46.8	98.7
98/05/18										
98/05/19	189	15	46.4	0.30	0.36	0.30	46.8	0.60	46.2	98.7
98/05/20	190	16	42.7	0.30	0.42	0.30	43.1	0.60	42.5	98.6
98/05/21	191	18	40.7	0.30	6.80	0.30	47.5	0.60	46.9	98.7
98/05/22	192	15	42.9	0.30	0.30	0.30	43.2	0.60	42.6	98.6
Moyenne		16	44.7	0.30	1.41	0.30	46.2	0.60	45.6	98.7
Déviatiion standard		1.2	3.05	0.00	2.64	0.00	2.42	0.00	2.42	

* à partir du début des tests

Tableau E.3 Données brutes corrigées utilisées pour les calculs d'enlèvement d'azote (N) pour la colonne 2

Date	Jour (à partir du début des tests)	Débit (mL/min)	Concentration de NH ₄ -N		Concentration de NO ₂ -N		Concentration de (NH ₄ + NO ₂)-N		Enlèvement de N	
			Alimentation (mg/L)	Effluent (mg/L)	Alimentation (mg/L)	Effluent (mg/L)	Alimentation (mg/L)	Effluent (mg/L)	Net (mg/L)	%
98/02/09	91	6.8	106	0.30	0.45	0.40	107	0.70	106	99.3
98/02/10	92	18	52.5	0.30	0.40	0.40	52.9	0.70	52.2	98.7
98/02/11	93	20	53.6	0.30	0.40	0.40	54.0	0.70	53.3	98.7
98/02/12	94	19	53.8	0.30	0.40	0.40	54.2	0.70	53.5	98.7
98/02/13	95	20	25.9	0.31	0.40	0.40	26.3	0.71	25.6	97.3
98/02/14	96	19	46.6	3.37	0.40	0.40	47.0	3.77	43.3	92.0
98/02/16	98	18	44.6	0.30	0.40	0.40	45.0	0.70	44.3	98.4
98/02/17	99	20	46.3	0.30	5.54	0.40	51.9	0.70	51.2	98.7
98/02/18	100	21	53.3	0.30	0.40	0.40	53.7	0.70	53.0	98.7
98/02/19	101	19	53.4	0.30	0.40	0.40	53.8	0.70	53.1	98.7
98/02/20	102	19	54.1	0.30	0.40	0.40	54.5	0.70	53.8	98.7
98/02/21	103	21	53.1	0.30	0.40	0.40	53.5	0.70	52.8	98.7
98/02/23	105	20	54.5	0.30	0.42	0.40	55.0	0.70	54.3	98.7
98/02/24	106	21	50.4	0.30	0.40	0.40	50.8	0.70	50.1	98.6
98/02/25	107	20	52.6	0.30	0.40	0.40	53.0	0.70	52.3	98.7
98/02/26	108	20	53.5	0.30	0.40	0.40	53.9	0.70	53.2	98.7
98/02/27	109	20	58.6	0.30	0.40	0.40	59.0	0.70	58.3	98.8
98/03/02	112	19	55.2	0.30	0.40	0.40	55.6	0.70	54.9	98.7
98/03/03	113	19	37.3	0.30	0.40	0.40	37.7	0.70	37.0	98.1
98/03/04	114	20	42.5	0.30	0.40	0.40	42.9	0.70	42.2	98.4
98/03/05	115	19	42.5	0.30	0.40	0.40	42.9	0.70	42.2	98.4
98/03/06	116	19	42.0	0.30	0.40	0.40	42.4	0.70	41.7	98.3
98/03/08	118	19	51.1	0.30	0.40	0.40	51.5	0.70	50.8	98.6
98/03/09	119	19	40.3	0.30	0.40	0.40	40.7	0.70	40.0	98.3
98/03/10	120	19	38.2	0.30	0.40	0.40	38.6	0.70	37.9	98.2
98/03/11	121	20	42.5	0.30	0.40	0.40	42.9	0.70	42.2	98.4
98/03/12	122	19	40.9	0.50	0.40	0.40	41.3	0.90	40.4	97.8
98/03/13	123	18	40.1	0.30	0.40	0.40	40.1	0.30	39.8	99.3
98/03/14	124	20	42.9	0.30	0.40	0.40	43.3	0.70	42.6	98.4
98/03/16	126	18	43.5	0.30	0.40	0.40	43.9	0.70	43.2	98.4
98/03/17	127	17	41.9	0.30	0.40	0.40	42.3	0.70	41.6	98.3
98/03/18	128	17	46.5	0.30	0.40	0.40	46.9	0.70	46.2	98.5
98/03/19	129	20	44.0	0.30	0.40	0.40	44.4	0.70	43.7	98.4
98/03/20	130	20	46.2	0.30	0.40	0.40	46.6	0.70	45.9	98.5
98/03/22	132	19	49.5	0.30	0.40	0.40	49.9	0.70	49.2	98.6
98/03/23	133	19	43.3	0.30	0.40	0.40	43.7	0.70	43.0	98.4
98/03/24	134	19	44.8	0.30	0.40	0.40	45.2	0.70	44.5	98.4
98/03/25	135	19	45.0	0.30	0.40	0.40	45.4	0.70	44.7	98.5
98/03/26	136	19	45.6	0.30	0.40	0.40	46.0	0.70	45.3	98.5
98/03/27	137	20	45.2	0.30	0.40	0.40	45.6	0.70	44.9	98.5
98/03/28	138	21	42.7	0.30	0.40	0.40	43.1	0.70	42.4	98.4
98/03/30	140	20	42.4	0.30	0.40	0.40	42.8	0.70	42.1	98.4
98/03/31	141	20	42.2	0.30	0.40	0.40	42.6	0.70	41.9	98.4
98/04/01	142	16	44.9	0.30	0.40	0.40	45.3	0.70	44.6	98.5
98/04/02	143	19	47.6	0.30	0.40	0.40	48.0	0.70	47.3	98.5
98/04/03	144	19	47.4	0.54	0.40	0.40	47.8	0.94	46.8	98.0
98/04/04	145	19	47.3	0.30	0.40	0.40	47.7	0.70	47.0	98.5
98/04/06	147	19	39.3	0.30	0.40	0.40	39.7	0.70	39.0	98.2
98/04/07	148	20	44.4	0.30	0.40	0.40	44.8	0.70	44.1	98.4
98/04/08	149	20	44.9	0.30	0.40	0.40	45.3	0.70	44.6	98.5
98/04/09	150	20	47.3	0.30	0.40	0.40	47.7	0.70	47.0	98.5
98/04/11	152	20	0.30	0.30	0.40	0.40	0.40	0.70	0.40	98.5
98/04/13	154	19	0.30	0.30	0.40	0.40	0.40	0.70	0.40	98.5
98/04/14	155	19	39.8	0.30	0.40	0.40	40.2	0.70	39.5	98.3
98/04/15	156	20	45.8	0.30	0.40	0.40	46.2	0.70	45.5	98.5
98/04/16	157	21	44.0	0.30	0.40	0.40	44.4	0.70	43.7	98.4
98/04/17	158	20	44.2	0.30	0.40	0.40	44.6	0.70	43.9	98.4
98/04/19	160	19	44.4	0.30	0.40	0.40	44.8	0.70	44.1	98.4
98/04/20	161	19	43.5	0.30	0.40	0.40	43.9	0.70	43.2	98.4
98/04/21	162	19	46.1	0.30	0.40	0.40	46.5	0.70	45.8	98.5
98/04/22	163	19	46.2	0.30	0.40	0.40	46.6	0.70	45.9	98.5
98/04/23	164	20	48.7	0.30	0.40	0.40	49.1	0.70	48.4	98.6
98/04/24	165	19	39.2	0.30	0.40	0.40	39.6	0.70	38.9	98.2
98/04/25	166	21	47.8	0.30	0.40	0.40	48.2	0.70	47.5	98.5
98/04/28	169	20	45.9	0.30	0.40	0.40	46.4	0.70	45.7	98.5
98/04/29	170	21	47.4	0.30	0.40	0.40	47.8	0.70	47.1	98.5
98/04/30	171	20	44.9	0.36	0.40	0.40	45.3	0.76	44.5	98.3
98/05/01	172	19	49.8	0.30	0.40	0.40	50.2	0.70	49.5	98.6
98/05/02	173	21	51.8	0.30	0.40	0.40	52.2	0.70	51.5	98.7
98/05/04	174	20	52.2	0.30	0.40	0.40	52.6	0.70	51.9	98.7
98/05/05	175	19	41.3	0.30	0.40	0.40	41.7	0.70	41.0	98.3
98/05/06	176	20	44.2	0.30	0.40	0.40	44.6	0.70	43.9	98.4
98/05/07	177	19	43.3	0.30	0.40	0.40	43.7	0.70	43.0	98.4
98/05/08	178	19	43.8	0.30	0.40	0.40	44.2	0.70	43.5	98.4
98/05/09	179	20	44.3	0.30	0.40	0.40	44.7	0.70	44.0	98.4
98/05/11	181	21	48.3	0.30	0.40	0.40	48.7	0.70	48.0	98.6
98/05/12	182	19	51.4	0.30	0.40	0.40	51.8	0.70	51.1	98.6
98/05/13	183	19	39.2	0.30	0.40	0.40	39.6	0.70	38.9	98.2
98/05/14	184	20	44.9	0.30	0.40	0.40	45.3	0.70	44.6	98.5
98/05/15	185	21	47.5	0.30	0.40	0.40	47.9	0.70	47.2	98.5
98/05/17	187	21	53.0	0.30	0.40	0.40	53.4	0.70	52.7	98.7
98/05/19	189	19	48.8	0.30	0.40	0.40	49.2	0.70	48.5	98.6
98/05/20	190	21	45.7	0.30	0.40	0.40	46.1	0.70	45.4	98.5
Moyenne		19	46.8	0.34	0.46	0.40	47.2	0.74	46.5	98.4
Déviat. standard		1.7	8.36	0.34	0.57	0.00	8.38	0.34	8.39	

Tableau E.4 Données brutes corrigées utilisées pour les calculs d'enlèvement d'azote (N) pour la colonne 3

Date	Jour*	Débit (mL/min)	Concentration de NH ₄ -N		Concentration de NO ₂ -N		Concentration de INH ₄ +NO ₂ -N		Enlèvement de N	
			Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Net (mg/L)	%
98/04/21	162	20	41.1	0.30	0.27	0.00	41.4	0.30	41.1	99.3
98/04/22	163	20	37.5	0.30	0.45	6.29	37.9	6.59	31.3	82.6
98/04/23	164	21	40.6	0.30	4.53	0.45	45.1	0.75	44.3	98.3
98/04/24	165	21	30.3	0.30	6.29	7.55	36.6	7.85	28.8	78.6
98/04/25	166	21	44.9	0.30	0.27	21.1	45.2	21.4	23.8	52.6
98/04/27	168	21	37.5	0.30	0.36	22.1	37.8	22.4	15.4	40.7
98/04/28	169	22	41.2	0.38	0.39	9.82	41.6	10.2	31.4	75.5
98/04/29	170	23	43.6	0.45	4.28	16.9	47.9	17.3	30.6	63.9
98/04/30	171	22	42.7	0.30	0.24	12.8	42.9	13.1	29.8	69.4
98/05/01	172	21	46.6	0.30	0.30	13.1	46.9	13.4	33.5	71.5
98/05/02	173	18	50.8	0.30	0.36	7.55	51.2	7.85	43.3	84.7
98/05/04	174	19	51.2	0.30	0.30	5.54	51.5	5.84	45.7	88.7
98/05/05	175	16	39.8	0.30	0.30	0.18	40.1	0.48	39.6	98.8
98/05/06	176	15	42.7	0.30	0.27	0.00	43.0	0.30	42.7	99.3
98/05/07	177	18	43.5	13.3	0.33	12.3	43.8	25.6	18.2	41.6
98/05/08	178	17	44.2	8.60	0.39	14.1	44.6	22.7	21.9	49.1
98/05/09	179	16	43.5	4.82	0.33	19.4	43.8	24.2	19.6	44.7
98/05/11	181	19	46.9	6.09	0.33	17.4	47.2	23.5	23.8	50.3
98/05/12	182	19	54.4	3.98	0.33	17.4	54.7	21.3	33.3	61.0
98/05/13	183	18	42.8	2.38	0.18	14.6	43.0	17.0	26.0	60.5
98/05/14	184	17	44.4	1.96	0.36	15.6	44.7	17.6	27.2	60.7
98/05/15	185	16	47.0	0.30	0.36	13.1	47.4	13.4	34.0	71.7
98/05/17	187	16	49.0	0.30	0.30	11.1	49.3	11.4	38.0	76.9
98/05/19	189	17	46.4	0.30	4.28	11.3	50.7	11.6	39.1	77.1
98/05/20	190	17	48.5	0.30	0.39	9.56	48.9	9.86	39.0	79.8
98/05/21	191	16	45.7	0.30	4.78	6.29	50.5	6.59	43.9	86.9
Moyenne		19	44.1	1.81	1.19	11.0	45.3	12.8	32.5	71.7
Déviat standard		2.3	4.93	3.18	1.84	6.46	4.59	8.03	8.80	

* à partir du début des tests

Tableau E.5 Données ayant servies à estimer le T profil

Paramètre	Unité	Mesure		
		Colonne 1	Colonne 2	Colonne 3
Charge₁	g/h	0.04	0.05	0.035
Charge₂	g/h	0.006	0.012	0.009
V_{lit 1}	m³	0.0002	0.000325	0.0004
V_{lit 2}	m³	0.0015	0.001225	0.0016
T profil	g/m³-h	- 26	- 42	- 22

Les données utilisées pour construire les graphiques des Figures E.1, E.2 et E.3 peuvent être trouvées aux tableaux E.9, E.10 et E.11, respectivement.

Calcul d'erreur sur les taux d'enlèvement volumiques

1) Taux d'enlèvement volumique global

Le tableau E.6 indique les mesures ainsi que leur précision utilisées pour l'estimation de l'erreur sur le taux d'enlèvement volumique global.

Tableau E.6 Données de précision sur les mesures prises

Paramètre		Unité	Mesure	Précision (Δ)
Concentration ([])		g/L	*	0.000005
Débit	Volume (V)	L	**	0.005
	Temps (t)	Sec	600	0.005
		Min	10	8.33E-05
		H	1.67E-01	1.39E-06
V_{lit}	Hauteur (h)	Pouce	***	0.125 (1/8")
	Capacité (C)	m ³ /pouce	2.50E-06	4.00E-05

	*	**	***
Colonne 1	0.0456	0.16	81.25
Colonne 2	0.0465	0.19	79.25
Colonne 3	0.0325	0.19	82.125

L'erreur sur le taux d'enlèvement volumique global a été estimée suivant l'équation E.4:

$$\frac{\Delta T_{global}}{T_{global}} = \frac{\Delta []}{[]} + \frac{\Delta V}{V} + \frac{\Delta t}{t} + \frac{\Delta h}{h} + \frac{\Delta C}{C} \quad \text{Eq. E.4}$$

Exemple de calcul d'erreur avec la colonne 1:

$$\frac{\Delta T_{\text{global}}}{T_{\text{global}}} = \frac{0.000005 \text{ g/L}}{0.0456} + \frac{0.005 \text{ L}}{0.160} + \frac{1.388\text{E-}06 \text{ h}}{0.1666667} + \frac{0.125 \text{ "}}{81.25} + \frac{0.0000025 \text{ m}^3/\text{h}}{0.00004}$$

$$\frac{\Delta T_{\text{global}}}{T_{\text{global}}} = 0.0954 = 9.5 \%$$

$$\Delta T_{\text{global}} = 0.0954 * 13.265 = 1.27$$

$$T_{\text{global}} = 13 \pm 1 \text{ g/m}^3\text{-h}$$

Les résultats du calcul d'erreur pour chaque colonne sont indiqués dans le tableau E.7.

Tableau E.7 Estimation de la précision du T global

Paramètre	Unité	Mesure		
		Colonne 1	Colonne 2	Colonne 3
Concentration ([])	g/L	0.0456 (Tableau E.2)	0.0465 (Tableau E.3)	0.0325 (Tableau E.4)
Volume (V)	L	0.16 (Tableau E.2)	0.19 (Tableau E.3)	0.19 (Tableau E.4)
Hauteur du lit (h)	pouce	81.25	79.25	82.125
$\Delta T_{\text{global}}/T_{\text{global}}$ (erreur relative)	n/a	0.0954	0.0905	0.0905
	%	9.5	9.1	9.1
T global	g/m ³ -h	13.27	16.57	11.23
ΔT_{global}	g/m ³ -h	1.27	1.50	1.02
T global	g/m ³ -h	13 ± 1	17 ± 2	11 ± 1

2) Taux d'enlèvement volumique de profil

Le tableau E.8 indique les mesures ainsi que leur précision utilisées pour l'estimation de l'erreur sur le taux d'enlèvement volumétrique de profil.

Tableau E.8 Données de précision sur les mesures prises

Paramètre		Unité	Mesure	Précision (Δ)
Concentration ($[]$) ¹		g/L	*	0.00001
Débit	Volume (V)	L	**	0.005
	Temps (t)	sec	600	0.005
		min	10	8.33E-05
		h	1.67E-01	1.39E-06
V _{lit}	Hauteur (h) ²	pouce	***	0.25
	Capacité (C)	M ³ /pouce	2.50E-06	4.00E-05

	*	**	***	réf.
Colonne 1	0.0415	0.160	40.125	Tableau D.9, (PO5 – alimentation)
Colonne 2	0.0356	0.205	24	Tableau D.10, (PO5 – alimentation)
Colonne 3	0.0244	0.165	40.25	Tableau D.11, (PO5 – alimentation)

$$^1 [] = []_1 - []_2 \text{ et } \Delta [] = \Delta []_1 + \Delta []_2$$

$$^2 h = h_1 - h_2 \text{ et } \Delta h = \Delta h_1 + \Delta h_2$$

L'erreur sur le taux d'enlèvement volumétrique global a été estimée suivant l'équation E.5:

$$\frac{\Delta T_{\text{profil}}}{T_{\text{profil}}} = \frac{\Delta []}{[]} + \frac{\Delta V}{V} + \frac{\Delta t}{t} + \frac{\Delta h}{h} + \frac{\Delta C}{C} \quad \text{Eq. E.5}$$

Tableau E.9 Charge en N à différentes hauteurs pour la colonne 1 tel que mesuré le 20 mai 1998

Point d'échantillonnage	Hauteur du point d'échantillonnage (pouce)	Volume de lit vide au point d'échantillonnage (m ³)	NH ₄ -N (mg/L)		NO ₂ -N (mg/L)		INH ₄ + NO ₂ -N (g/L)	Débit (L/min)	Charge de N (g/hr)
			mesurée	corrigée*	mesurée	corrigée**			
Alimentation	3 1/2	0.00014	48.0	42.0	3.6	0.4	42.3	0.0423	0.0399
P01	11 5/8	0.00047	41.8	36.2	0.6	0.3	36.5	0.0365	0.0344
P02	15 5/8	0.00063	38.2	32.8	0.6	0.3	33.1	0.0331	0.0312
P03	19 5/8	0.00079	30.0	25.2	0.6	0.3	25.5	0.0255	0.0240
P04	31 5/8	0.00127	13.4	9.71	0.6	0.3	10.0	0.0100	0.0094
P05	43 5/8	0.00175	0.43	0.52	0.6	0.3	0.8	0.0008	0.0008
P06	55 5/8	0.00223	0.002	0.30	0.6	0.3	0.6	0.0006	0.0006
P07	67 5/8	0.00271	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.0006	0.0006
P08	79 5/8	0.00319	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.0006	0.0006
P09	91 5/8	0.00367	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.0006	0.0006
Effluent									

* facteur de correction: [NH₃-N] mesurée * 0.932 - 2.775 (valeurs > 1 mg/L) et [NH₃-N] mesurée * 0.898 + 0.138 (0.3 < valeurs < 1 mg/L)

** facteur de correction: [NO₂-N] mesurée * 0.1 pour valeurs < 5 mg/L

N.B.: la pente a été calculée en utilisant les points avec des concentrations en NH₃-N > 1 mg/L + le premier point avec une concentration < 1 mg/L

Tableau E.10 Charge en N à différentes hauteurs pour la colonne 2 tel que mesuré le 20 mai 1998

Point d'échantillonnage	Hauteur du point d'échantillonnage (pouce)	Volume de lit vide au point d'échantillonnage (m ³)	[NH ₄ -N] (mg/L)		[NO ₂ -N] (mg/L)		[NH ₄ + NO ₂ -N] (mg/L)	Débit (L/min)	Charge de N (g/hr)
			mesurée	corrigée*	mesurée	corrigée**			
Alimentation	3 1/2	0.00014	52	45.7	1.85	0.3	46.0	0.021	0.0566
PO1	6 1/2	0.00026	50.2	44.0	0.6	0.3	44.3	0.021	0.0545
PO2	9 1/2	0.00038	47.2	41.2	0.6	0.3	41.5	0.021	0.0511
PO3	11 3/8	0.00046	40.8	35.3	0.6	0.3	35.6	0.021	0.0437
PO4	15 1/2	0.00062	33.8	28.7	0.6	0.3	29.0	0.021	0.0357
PO5	27 1/2	0.00110	13.8	10.1	0.6	0.3	10.4	0.021	0.0128
PO6	39 1/2	0.00158	0.39	0.49	0.6	0.3	0.8	0.021	0.0010
PO7	51 1/2	0.00206	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.021	0.0007
PO8	63 1/2	0.00254	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.021	0.0007
PO9	75 1/2	0.00302	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.021	0.0007
PO10	87 1/2	0.00350	0.000	0.30	0.6	0.3	0.6	0.021	0.0007
Effluent									

* facteur de correction: [NH₃-N] mesurée * 0.932 - 2.775 (valeurs > 1 mg/L) et [NH₃-N] mesurée * 0.898 + 0.138 (0.3 < valeurs < 1 mg/L)

** facteur de correction: [NO₂-N] mesurée * 0.1 pour valeurs < 5 mg/L

N.B.: la pente a été calculée en utilisant les points avec des concentrations en NH₃-N > 1 mg/L + le premier point avec une concentration < 1 mg/L

Tableau E.11 Charge en N à différentes hauteurs pour la colonne 3 tel que mesuré le 19 mai 1998

Point d'échantillonnage	Hauteur du point d'échantillonnage (pouce)	Volume de lit vide au point d'échantillonnage (m ³)	[NH ₄ -N] (mg/L)		[NO ₂ -N] (mg/L)		[NH ₄ + NO ₂ -N] (g/L)		Débit (L/min)	Charge de N (g/hr)
			mesurée	corrigée*	mesurée	corrigée**	(mg/L)	(g/L)		
Alimentation	3 1/2	0.00014	55.0	48.5	2.68	0.3	48.8	0.0488	0.017	0.0486
PO1	11 3/4	0.00047	33.8	28.7	14.3	12.0	40.7	0.0407	0.017	0.0406
PO2	15 3/4	0.00063	31.5	26.6	6.85	5.7	32.3	0.0323	0.017	0.0322
PO3	19 3/4	0.00079	25.2	20.7	9.06	7.6	28.3	0.0283	0.017	0.0282
PO4	31 3/4	0.00127	14.6	10.8	9.71	8.1	19.0	0.0190	0.017	0.0189
PO5	43 3/4	0.00175	5.0	4.63	23.6	19.8	24.4	0.0244	0.017	0.0243
PO6	55 3/4	0.00223	0.5100	0.60	13.7	11.5	12.1	0.0121	0.017	0.0120
PO7	67 3/4	0.00271	0.0143	0.15	9.77	8.2	8.3	0.0083	0.017	0.0083
PO8	79 3/4	0.00319	0.0050	0.14	7.56	6.3	6.5	0.0065	0.017	0.0065
PO9	91 3/4	0.00367	0.0020	0.14	14	11.7	11.9	0.0119	0.017	0.0118
Effluent			0.0120	0.15	4.09	0.4	0.6	0.0006	0.017	0.0006

* facteur de correction: [NH₃-N] mesurée * 0.932 - 2.775 (valeurs > 1 mg/L) et [NH₃-N] mesurée * 0.898 + 0.138 (0.3 < valeurs < 1 mg/L)

** facteur de correction: [NO₂-N] mesurée * 0.1 pour valeurs < 5 mg/L

N.B.: la pente a été calculée en utilisant les points avec des concentrations en NH₃-N > 1 mg/L + le premier point avec une concentration < 1 mg/L

Exemple de calcul d'erreur avec la colonne 1:

$$\frac{\Delta T_{\text{profil}}}{T_{\text{profil}}} = \frac{0.00001 \text{ g/L}}{0.0415} + \frac{0.005 \text{ L}}{0.160} + \frac{1.388\text{E-}06 \text{ h}}{0.166667} + \frac{0.25 \text{ "}}{40.125} + \frac{0.0000025 \text{ m}^3/\text{''}}{0.00004}$$

$$\frac{\Delta T_{\text{profil}}}{T_{\text{profil}}} = 0.1002 = 10.0 \%$$

$$\Delta T_{\text{profil}} = 0.1002 * 26.154 = 2.620$$

$$T_{\text{profil}} = 26 \pm 3 \text{ g/m}^3\text{-h}$$

Tableau E.12 Estimation de la précision du T profil

Paramètre	Unité	Mesure		
		Colonne 1	Colonne 2	Colonne 3
Charge 1	g/h	0.04	0.05	0.035
Charge 2	g/h	0.006	0.012	0.009
V _{lit 1}	m ³	0.0002	0.000325	0.0004
V _{lit 2}	m ³	0.0015	0.001225	0.0016
$\Delta T_{\text{profil}}/T_{\text{profil}}$ (erreur relative)	n/a	0.1002	0.0978	0.0994
	%	10.0	9.8	9.9
T profil	g/m ³ -h	- 26.15	- 42.22	- 21.67
ΔT_{profil}	g/m ³ -h	2.62	4.13	2.15
T profil	g/m ³ -h	- 26 ± 3	- 42 ± 4	- 22 ± 2

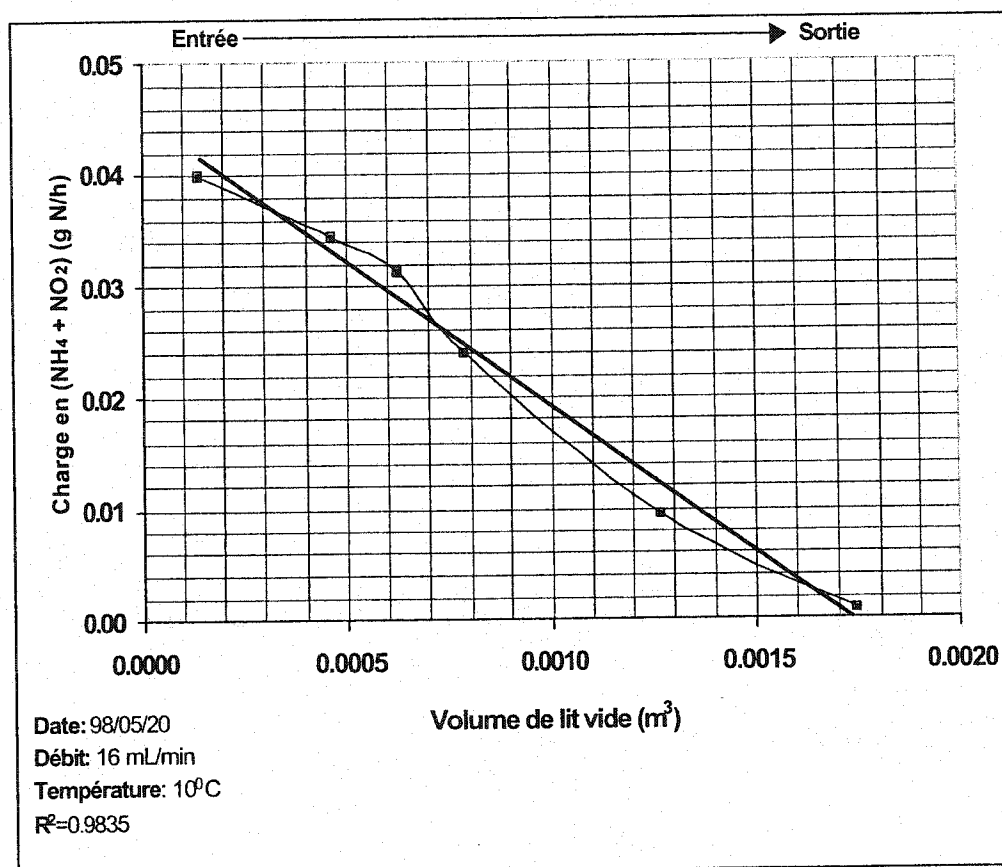


Figure E.1 Profil de concentration de N selon le volume de lit vide pour C1

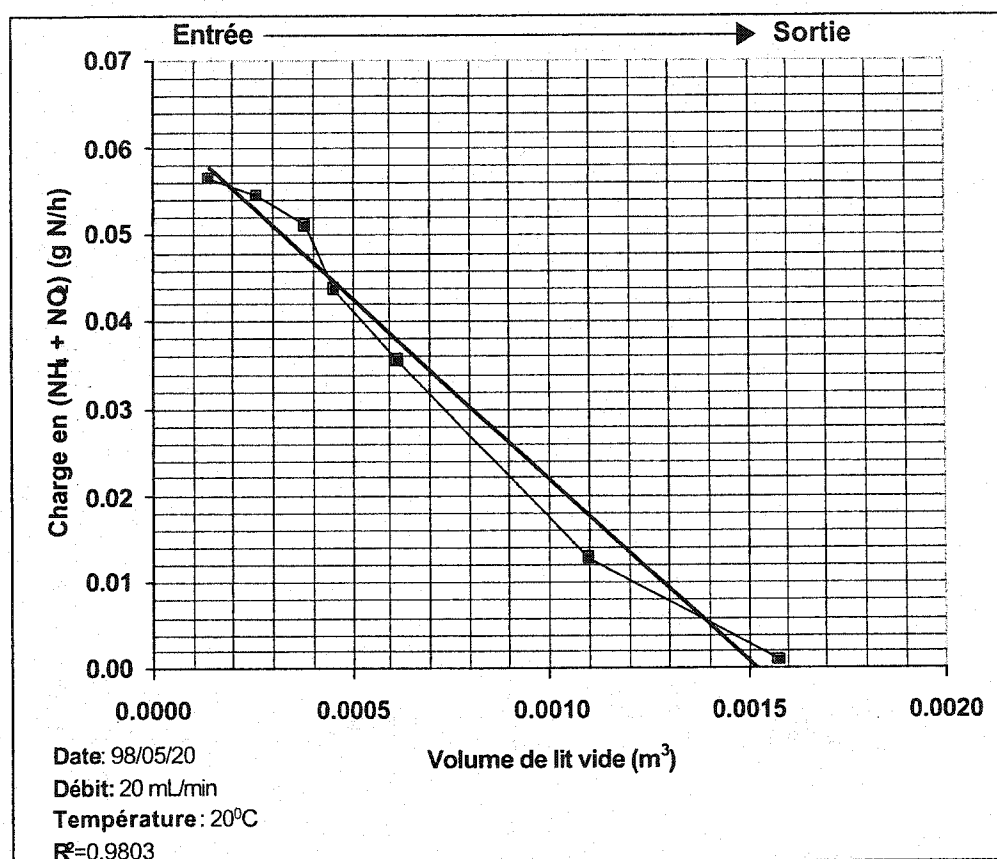


Figure E.2 Profil de concentration de N selon le volume de lit vide pour C2

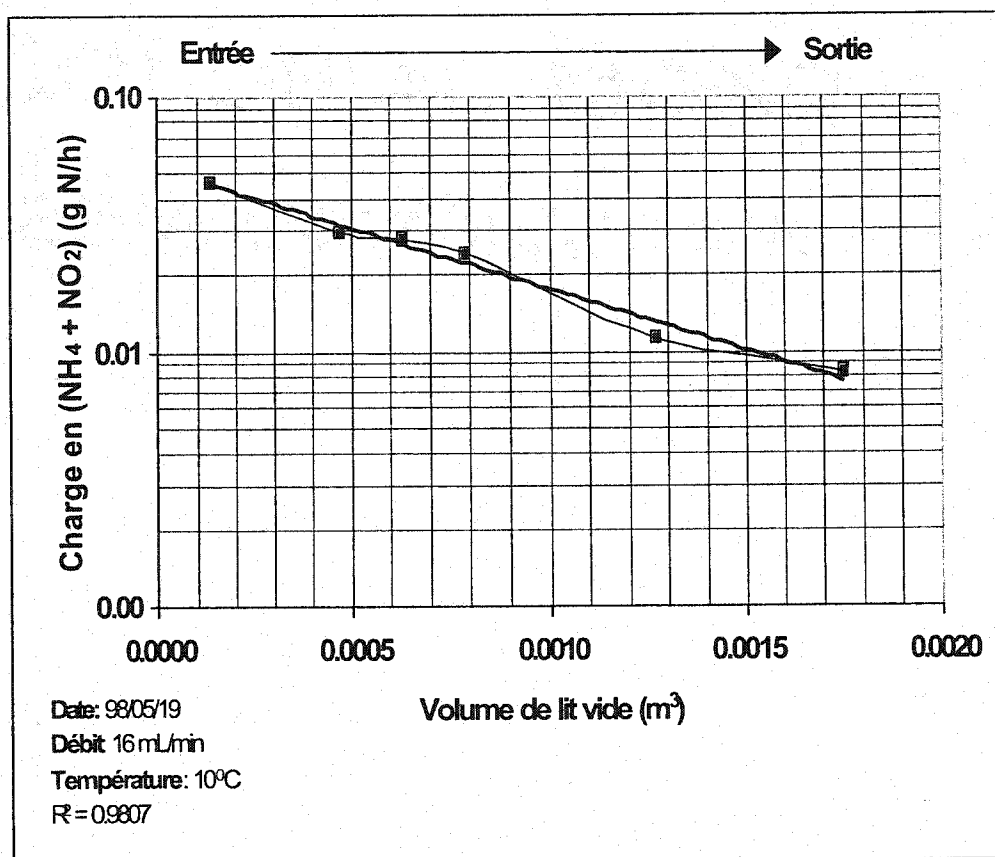


Figure E.3 Profil de concentration de N selon le volume de lit vide pour C3

**ANNEXE F: Estimation de la masse totale de N oxydé et de l'alcalinité
totale consommée pour les trois colonnes**



Tableau F.1 Calcul de la quantité totale de N oxydé pour la colonne 1

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	[NH ₄ -N]		[NO ₂ -N]		[N]		Réduction nette de N (mg/L)	Charge de N (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/02/06	88	C	10	108.1	2.0	0.5	0.3	108.6	2.3	106.3	
	98/02/07	89	C	10	107.2	0.3	0.4	0.3	107.6	0.6	107.0	
	98/02/09	91	C	10	106.3	0.3	0.5	0.3	106.7	0.6	106.1	
Données pour la période		4		10							106.5	5.3
	98/02/10	92	C	13	95.1	0.3	0.3	0.3	95.4	0.6	94.8	
	98/02/11	93	C	14	95.1	4.6	0.3	0.3	95.4	4.9	90.5	
	98/02/12	94	C	14	95.1	0.3	0.3	0.3	95.4	0.6	94.8	
Données pour la période		3		14							93.4	5.5
	98/02/13	95	C	16	57.2	5.1	0.3	0.3	57.5	5.4	52.1	1.2
	98/02/14	96	C	17	92.3	41.2	0.3	0.3	92.6	41.5	51.1	1.3
	98/02/16	98	C	11	92.3	10.0	0.3	0.3	92.6	10.3	82.3	
	98/02/17	99	C	12	99.7	12.6	0.3	0.3	100.0	12.9	87.1	
	98/02/18	100	C	11	96.9	5.7	0.4	0.3	97.3	6.0	91.4	
	98/02/19	101	C	12	96.9	6.0	0.3	0.3	97.2	6.3	91.0	
	98/02/20	102	C	12	104.4	1.1	0.3	0.3	104.7	1.4	103.3	
	98/02/21	103	C	12	101.6	1.8	0.3	0.3	101.9	2.1	99.8	
	98/02/23	105	C	11	100.7	0.3	0.3	0.3	101.0	0.6	100.4	
Données pour la période		8		12							93.6	12.5
	98/02/24	106	C	14	98.8	0.3	0.3	0.3	99.1	0.6	98.5	
	98/02/25	107	C	15	103.5	0.3	0.3	0.3	103.8	0.6	103.2	
Données pour la période		2		15							48.3	2.0
	98/02/26	108	C	18	100.7	3.1	0.3	0.3	101.0	3.4	97.6	
	98/02/27	109	C	18	102.5	6.5	0.3	0.3	102.8	6.8	96.0	
	98/03/02	112	C	18	87.6	0.3	0.3	0.3	87.9	0.6	87.3	
Données pour la période		5		18							93.7	12.0
	98/03/03	113	C	20	82.7	7.6	0.3	0.3	83.0	7.9	75.1	
	98/03/04	114	C	21	97.0	10.3	0.3	0.3	97.3	10.6	86.7	
	98/03/05	115	C	20	100.0	8.5	0.3	0.4	100.3	8.9	91.4	
Données pour la période		3		20							84.4	7.4
	98/03/06	116	C	19	96.9	12.0	0.3	0.3	97.2	12.3	84.9	
	98/03/08	118	C	15	90.1	0.3	0.3	0.3	90.4	0.6	89.8	
	98/03/09	119	C	15	82.0	0.3	0.3	0.4	82.3	0.7	81.6	
	98/03/10	120	C	16	80.7	1.9	0.3	0.3	81.0	2.2	78.9	
	98/03/11	121	C	18	88.8	18.2	0.3	0.3	89.1	18.5	70.6	
	98/03/12	122	C	18	83.4	18.0	0.3	0.3	83.7	18.3	65.4	
	98/03/13	123	C	18	83.5	15.2	0.3	0.3	83.8	15.2	68.6	
	98/03/14	124	C	18	83.6	12.5	0.3	0.5	83.9	13.0	70.9	
Données pour la période		9		17							76.4	16.8
	98/03/16	126	C	16	89.6	5.1	0.3	0.3	89.9	5.4	84.4	
	98/03/17	127	C	16	79.2	4.5	0.3	0.3	79.5	4.8	74.7	
	98/03/18	128	C	17	89.7	5.0	0.3	0.3	90.0	5.3	84.7	
	98/03/19	129	C	16	76.7	6.5	0.3	0.3	77.0	6.8	70.2	
	98/03/20	130	C	16	87.4	7.6	0.3	0.3	87.7	7.9	79.9	
	98/03/22	132	C	14	91.4	12.4	0.3	0.3	91.7	12.7	78.9	
	98/03/23	133	C	16	87.7	12.4	0.3	0.3	88.0	12.7	75.3	
	98/03/24	134	C	15	86.2	10.6	0.3	0.3	86.5	10.9	77.5	
	98/03/25	135	C	16	85.4	14.2	0.3	0.3	85.7	14.5	75.7	
	98/03/26	136	C	16	88.6	12.9	0.3	0.3	88.9	13.2	83.3	
	98/03/27	137	C	16	91.4	8.0	0.3	0.3	91.7	8.3	80.0	
	98/03/28	138	C	16	90.4	10.5	0.3	0.3	90.7	10.8	72.7	
	98/03/30	140	C	17	85.8	13.1	0.3	0.3	86.1	13.4	72.0	
	98/03/31	141	C	17	84.6	12.7	0.3	0.3	84.9	13.0	71.8	
	98/04/01	142	C	17	85.2	13.4	0.3	0.3	85.5	13.7	78.0	
	98/04/02	143	C	16	92.3	14.3	0.3	0.3	92.6	14.6	59.3	
	98/04/03	144	C	16	89.3	30.0	0.3	0.3	89.6	30.3	75.9	33.1
Données pour la période		19		16							75.9	

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Modo	Débit (mL/min)	[NH ₄ -N]		[NO ₂ -N]		[N]		Réduction nette de N (mg/L)	Charge de N (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/04/04	145	C	16	80.1	42.7	0.3	0.3	80.4	43.0	37.4	
	98/04/06	147	C	15	72.0	22.3	0.3	0.3	72.3	22.6	49.7	
	98/04/07	148	C	16	72.9	16.7	0.3	0.3	73.2	17.0	56.2	
	98/04/08	149	C	16	71.5	20.1	0.3	0.3	71.8	20.4	51.4	
	98/04/09	150	C	16	74.5	19.6	0.3	0.3	74.8	19.9	54.9	
	98/04/11	152	C	16		11.4	0.3	0.3	83.5	11.7	71.8	
	98/04/13	154	C	16	62.5	11.3	0.3	0.3	62.8	11.6	51.2	
	98/04/14	155	C	16	71.9	9.6	0.3	0.3	72.2	9.9	62.3	
	98/04/15	156	C	15	74.2	11.2	0.3	0.3	74.5	11.5	63.0	
	98/04/16	157	C	15	66.6	11.8	0.3	0.3	66.9	12.1	54.8	
	98/04/17	158	C	16	74.2	9.9	0.3	0.3	74.5	10.2	64.3	
	98/04/19	160	C	15	74.6	9.9	0.3	0.3	74.9	10.2	64.7	
	98/04/20	161	C	15	86.4	5.8	0.3	0.3	86.7	6.1	60.5	
	98/04/21	162	C	15	60.8	0.3	0.3	0.3	61.1	0.6	60.5	
Données pour la période		18		15							57.3	23.6
	98/04/22	163	C	16	65.1	2.6	0.3	0.3	65.4	2.9	62.5	
	98/04/23	164	C	16	69.9	4.3	0.3	0.3	70.2	4.6	65.6	
	98/04/24	165	C	17	59.5	28.2	0.3	0.3	59.8	28.5	31.3	
	98/04/25	166	C	17	60.2	39.1	0.3	0.3	60.5	39.4	21.2	
	98/04/27	168	C	16	58.9	32.1	0.3	0.3	57.2	32.4	24.8	
	98/04/28	169	C	17	57.8	12.9	0.3	0.3	58.1	13.2	44.9	
Données pour la période		7		16							41.7	6.9
	98/04/29	170	C	16	44.0	5.4	0.3	0.3	44.3	5.7	38.6	
	98/04/30	171	C	17	42.9	3.0	0.3	0.3	43.2	3.3	39.9	
	98/05/01	172	C	16	47.7	4.2	0.3	0.3	48.0	4.5	43.5	
	98/05/02	173	C	17	52.5	6.4	0.3	0.3	52.8	6.7	46.1	
	98/05/04	174	C	17	51.3	5.3	0.3	0.3	51.6	5.6	46.0	
	98/05/05	175	C	17	39.6	6.5	0.3	0.3	39.9	6.8	33.1	
	98/05/06	176	C	17	42.7	6.0	0.3	0.3	43.0	6.3	36.7	
	98/05/07	177	C	17	36.9	4.3	0.3	0.3	37.2	4.6	32.7	
	98/05/08	178	C	17	37.9	1.8	4.5	0.3	42.4	2.1	40.2	
	98/05/09	179	C	14	42.3	0.3	0.3	0.3	42.6	0.6	42.0	
	98/05/11	180	C	22	47.5	8.5	0.3	0.3	47.8	8.8	39.0	
	98/05/12	181	C	16	47.0	2.1	0.3	0.3	47.3	2.4	44.9	
	98/05/13	182	C	15	35.7	0.6	0.5	0.3	36.2	0.9	35.3	
	98/05/14	183	C	16	43.8	1.3	0.3	0.3	44.1	1.6	42.5	
	98/05/15	184	C	16	48.6	0.3	0.3	0.3	48.9	0.6	48.3	



Tableau F.2 Calcul de la quantité de N oxydé pour la colonne 2

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	[NH ₄ -N]		[NO ₂ -N]		[N]		Réduction nette de N (mg/L)	Charge de N (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	97/12/07	27	R	4	85.4	73.1	0.3	4.3	85.7	77.4		9.9
	97/12/08	28	R	4		76.3		4.8		81.0		
	97/12/09	29	R	4		73.6		4.8		78.4		
	97/12/10	30	R	4		71.6		0.4		72.0		
	97/12/11	31	R	2		53.8		0.4		54.2		
	97/12/12	32	R	2		48.3		0.4		48.7		
	97/12/13	33	R	2		47.1		4.3		51.4		
	97/12/15	35	R	4		36.8		5.0		41.9		
	97/12/16	36	R	2		28.1		6.0		34.1		
	97/12/17	37	R	2		14.9		5.8		20.7		
	97/12/18	38	R	2		5.6		5.3		10.9		
	97/12/19	39	R	2		1.2		4.5		5.7		
	97/12/21	41	C	2		0.3		0.4		0.7		
	97/12/23	43	C	1	84.1	0.3	0.4	0.4	84.5	0.7	83.8	
	97/12/25	45	C	1	84.6	24.0	0.4	8.1	85.0	32.0	52.9	
	97/12/28	48	C	1	85.8	18.1	0.4	7.3	86.2	25.4	80.8	
	97/12/31	51	C									
	98/01/04	55	C	1	91.4	0.7	0.4	0.4	91.8	1.1	90.7	
	98/01/06	58	C	1	90.4	0.7	0.4	0.4	90.8	1.1	89.7	
Données pour la période		14		1							75.6	1.7
	98/01/06	57	C	2	90.4	0.4	0.4	0.4	90.8	0.8	90.0	
	98/01/07	58	C	2		1.4	0.4	0.4		1.8		
	98/01/12	63	C	2	141.7	83.5	4.5	0.4	146.2	83.9	82.3	
	98/01/13	64	C	2	80.4	55.0	0.4	0.4	80.8	55.4	25.4	
	98/01/14	65	C	2	80.5	16.4	0.4	0.4	80.9	16.8	64.0	
	98/01/15	66	C	2	68.2	0.5	0.5	0.4	68.6	0.9	67.7	
Données pour la période		10		2							65.9	1.7
	98/01/16	67	C	5	89.3	30.1	0.4	0.4	89.7	30.5	59.2	
	98/01/17	68	C	4	90.1	25.6			90.1	25.6	64.5	
	98/01/19	70	C	4	88.7	15.0	0.4	0.4	89.1	15.4	73.6	
	98/01/20	71	C	5	91.4	13.4	0.4	0.4	91.8	13.8	77.9	
	98/01/21	72	C	4	87.5	0.3	0.4	0.4	87.9	0.7	87.2	
Données pour la période		6		4							72.5	2.8
	98/01/22	73	C	7	85.0	29.1	0.4	0.4	85.4	29.5	55.9	
	98/01/23	74	C	8	88.8	41.8	0.4	0.4	89.2	42.2	47.1	
	98/01/24	75	C	8	86.3	28.4	0.4	0.4	86.7	28.8	57.9	
	98/01/26	77	C	8	90.1	10.1	0.4	0.4	90.5	10.5	80.1	
	98/01/27	78	C	8	93.2	7.2	0.5	0.4	93.7	7.6	86.1	
	98/01/28	79	C	8	91.4	1.6	0.4	0.4	91.8	2.0	89.7	
	98/01/29	80	C	8	101.6	1.7	0.4	0.4	102.0	2.1	99.9	
	98/01/30	81	C	8	96.9	0.3	0.5	0.4	97.4	0.7	96.7	
	98/01/31	82	C	7	97.9	0.3	0.4	0.4	98.3	0.7	97.6	
	98/02/02	84	C	8	98.6	0.3	0.4	0.4	99.2	0.7	98.5	
Données pour la période		12		8							80.9	10.8
	98/02/03	85	C	9	97.9	0.3	0.5	0.4	98.3	0.7	97.6	
	98/02/04	86	C	11	89.3	9.1	0.4	0.4	89.7	9.5	80.2	
Données pour la période		2		10							88.9	2.5
	98/02/05	87	C	12	107.2	17.4	0.4	0.4	107.6	17.8	89.8	
	98/02/06	88	C	12	108.1	6.8	0.5	0.4	108.6	7.2	101.4	
	98/02/07	89	C	13	107.2	11.0	0.4	0.4	107.6	11.4	96.2	
Données pour la période		3		12							95.6	5.9
	98/02/09	91	C	7	106.3	0.3	0.5	0.4	106.7	0.7	106.0	
	98/02/10	92	C	18	52.5	0.3	0.4	0.4	52.9	0.7	52.2	
	98/02/11	93	C	20	53.6	0.3	0.4	0.4	54.0	0.7	53.3	
	98/02/12	94	C	19	53.8	0.3	0.4	0.4	54.2	0.7	53.5	
	98/02/13	95	C	20	25.9	0.3	0.4	0.4	26.3	0.7	25.6	
	98/02/14	96	C	19	46.6	3.4	0.4	0.4	47.0	3.8	43.3	
	98/02/16	98	C	18	44.6	0.3	0.4	0.4	45.0	0.7	44.3	
	98/02/17	99	C	20	46.3	0.3	5.5	0.4	51.9	0.7	51.2	
	98/02/18	100	C	21	53.3	0.3	0.4	0.4	53.7	0.7	53.0	
	98/02/19	101	C	19	53.4	0.3	0.4	0.4	53.8	0.7	53.1	
	98/02/20	102	C	19	54.1	0.3	0.4	0.4	54.5	0.7	53.8	
	98/02/21	103	C	21	53.1	0.3	0.4	0.4	53.5	0.7	52.8	
	98/02/23	105	C	20	54.5	0.3	0.4	0.4	55.0	0.7	54.3	
	98/02/24	106	C	21	50.4	0.3	0.4	0.4	50.8	0.7	50.1	
	98/02/25	107	C	20	52.6	0.3	0.4	0.4	53.0	0.7	52.3	
	98/02/26	108	C	20	53.5	0.3	0.4	0.4	53.9	0.7	53.2	
	98/02/27	109	C	20	56.6	0.3	0.4	0.4	57.0	0.7	56.3	
	98/03/02	112	C	19	55.2	0.3	0.4	0.4	55.6	0.7	54.9	
	98/03/03	113	C	19	37.3	0.3	0.4	0.4	37.7	0.7	37.0	
	98/03/04	114	C	20	42.5	0.3	0.4	0.4	42.9	0.7	42.2	
	98/03/05	115	C	19	42.5	0.3	0.4	0.4	42.9	0.7	42.2	
	98/03/06	116	C	19	42.0	0.3	0.4	0.4	42.4	0.7	41.7	

Specifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	[NH4-N]		[NO2-N]		[N]		Reduction nette de N (mg/L)	Charge de N (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/03/08	118	C	19	51.1	0.3	0.4	0.4	51.5	0.7	50.8	
	98/03/09	119	C	19	40.3	0.3	0.4	0.4	40.7	0.7	40.0	
	98/03/10	120	C	19	38.2	0.3	0.4	0.4	38.6	0.7	37.9	
	98/03/11	121	C	20	42.5	0.3	0.4	0.4	42.9	0.7	42.2	
	98/03/12	122	C	19	40.9	0.5	0.4	0.4	41.3	0.9	40.4	
	98/03/13	123	C	18	40.1	0.3			40.1	0.3	39.8	
	98/03/14	124	C	20	42.9	0.3	0.4	0.4	43.3	0.7	42.6	
	98/03/16	126	C	18	43.5	0.3	0.4	0.4	43.9	0.7	43.2	
	98/03/17	127	C	17	41.9	0.3	0.4	0.4	42.3	0.7	41.6	
	98/03/18	128	C	17	46.5	0.3	0.4	0.4	46.9	0.7	46.2	
	98/03/19	129	C	20	44.0	0.3	0.4	0.4	44.4	0.7	43.7	
	98/03/20	130	C	20	46.2	0.3	0.4	0.4	46.6	0.7	45.9	
	98/03/22	132	C	19	49.5	0.3	0.4	0.4	49.9	0.7	49.2	
	98/03/23	133	C	19	43.3	0.3	0.4	0.4	43.7	0.7	43.0	
	98/03/24	134	C	19	44.8	0.3	0.4	0.4	45.2	0.7	44.5	
	98/03/25	135	C	19	45.0	0.3	0.4	0.4	45.4	0.7	44.7	
	98/03/26	136	C	19	45.6	0.3	0.4	0.4	46.0	0.7	45.3	
	98/03/27	137	C	20	45.2	0.3	0.4	0.4	45.8	0.7	44.9	
	98/03/28	138	C	21	42.7	0.3	0.4	0.4	43.1	0.7	42.4	
	98/03/30	140	C	20	42.4	0.3	0.4	0.4	42.8	0.7	42.1	
	98/03/31	141	C	20	42.2	0.3	0.4	0.4	42.6	0.7	41.9	
	98/04/01	142	C	16	44.9	0.3	0.4	0.4	45.3	0.7	44.6	
	98/04/02	143	C	19	47.6	0.3	0.4	0.4	48.0	0.7	47.3	
	98/04/03	144	C	19	47.4	0.5	0.4	0.4	47.8	0.9	46.8	
	98/04/04	145	C	19	47.3	0.3	0.4	0.4	47.7	0.7	47.0	
	98/04/06	147	C	19	39.3	0.3	0.4	0.4	39.7	0.7	39.0	
	98/04/07	148	C	20	44.4	0.3	0.4	0.4	44.8	0.7	44.1	
	98/04/08	149	C	20	44.9	0.3	0.4	0.4	45.3	0.7	44.6	
	98/04/09	150	C	20	47.3	0.3	0.4	0.4	47.7	0.7	47.0	
	98/04/11	152	C	19		0.3		0.4	54.3	0.7	53.6	
	98/04/13	154	C	20		0.3		0.4	54.3	0.7	53.6	
	98/04/14	155	C	19	39.8	0.3	0.4	0.4	40.2	0.7	39.5	
	98/04/15	156	C	20	45.8	0.3	0.4	0.4	46.2	0.7	45.5	
	98/04/16	157	C	21	44.0	0.3	0.4	0.4	44.4	0.7	43.7	
	98/04/17	158	C	20	44.2	0.3	0.4	0.4	44.6	0.7	43.9	
	98/04/19	160	C	19	44.4	0.3	0.4	0.4	44.8	0.7	44.1	
	98/04/20	161	C	19	43.5	0.3	0.4	0.4	43.9	0.7	43.2	
	98/04/21	162	C	19	46.1	0.3	0.4	0.4	46.5	0.7	45.8	
	98/04/22	163	C	19	46.2	0.3	0.4	0.4	46.6	0.7	45.9	
	98/04/23	164	C	20	48.7	0.3	0.4	0.4	49.1	0.7	48.4	
	98/04/24	165	C	19	39.2	0.3	0.4	0.4	39.6	0.7	38.9	
	98/04/25	166	C	21	47.8	0.3	0.4	0.4	48.2	0.7	47.5	
	98/04/27	168	C	21	45.0	0.3	0.4	0.4	45.4	0.7	44.7	
	98/04/28	169	C	20	45.7	0.3	0.4	0.4	46.1	0.7	45.4	
	98/04/29	170	C	21	47.4	0.3	0.4	0.4	47.8	0.7	47.1	
	98/04/30	171	C	20	44.9	0.4	0.4	0.4	45.3	0.8	44.5	
	98/05/01	172	C	19	49.8	0.3	0.4	0.4	50.2	0.7	49.5	
	98/05/02	173	C	21	51.5	0.3	0.4	0.4	52.2	0.7	51.5	
	98/05/04	174	C	20	52.2	0.3	0.4	0.4	52.6	0.7	51.9	
	98/05/05	175	C	19	41.3	0.3	0.4	0.4	41.7	0.7	41.0	
	98/05/06	176	C	20	44.2	0.3	0.4	0.4	44.6	0.7	43.9	
	98/05/07	177	C	19	43.3	0.3	0.4	0.4	43.7	0.7	43.0	
	98/05/08	178	C	19	43.8	0.3	0.4	0.4	44.2	0.7	43.5	
	98/05/09	179	C	20	44.3	0.3	0.4	0.4	44.7	0.7	44.0	
	98/05/11	180	C	21	48.3	0.3	0.4	0.4	48.7	0.7	48.0	
	98/05/12	181	C	20	51.4	0.3	0.4	0.4	51.8	0.7	51.1	
	98/05/13	182	C	19	39.2	0.3	0.4	0.4	39.6	0.7	38.9	
	98/05/14	183	C	20	44.9	0.3	0.4	0.4	45.3	0.7	44.6	
	98/05/15	184	C	21	47.5	0.3	0.4	0.4	47.9	0.7	47.2	
	98/05/17	185	C	21	53.0	0.3	0.4	0.4	53.4	0.7	52.7	
	98/05/19	186	C	19	48.8	0.3	0.4	0.4	49.2	0.7	48.5	
	98/05/20	187	C	21	45.7	0.3	0.4	0.4	46.1	0.7	45.4	
Données pour la période		97		19							46.7	126.0
	98/05/21	188	C	19	56.2	0.3	0.4	0.4	56.6	0.7	55.9	
	98/05/22	189	C	19	41.6	0.3	0.4	0.4	42.0	0.7	41.3	
	98/05/24	190	C	19	39.4	0.3	0.4	0.4	39.8	0.7	39.1	
	98/05/25	191	C	19	46.1	0.3	0.4	0.4	46.5	0.7	45.8	
	98/05/26	192	C	19	50.2	0.3	0.4	0.4	50.6	0.7	49.9	
	98/05/27	193	C	19	44.8	0.3	0.4	0.4	45.0	0.7	44.3	
	98/05/28	194	C	20	48.3	0.3	0.4	0.4	48.7	0.7	48.0	
	98/05/29	195	C	20	43.1	0.3	0.4	0.4	43.5	0.7	42.8	
	98/05/31	196	C	20	44.6	0.3	0.4	0.4	45.0	0.7	44.3	
	98/06/01	197	C	19	44.9	0.3	0.4	0.4	45.3	0.7	44.6	
	98/06/02	198	C	20	41.5	0.3	0.4	0.4	41.9	0.7	41.2	
	98/06/03	199	C	19	42.2	0.3	0.4	0.4	42.6	0.7	41.9	
	98/06/04	200	C	18	47.8	0.3	0.4	0.4	48.3	0.7	47.6	
	98/06/05	201	C	19	46.2	0.3	0.4	0.4	46.6	0.7	45.9	
Données pour la période		14		19							45.2	17.4
Charge totale de N												163.8



Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	[NH ₄ -N]		[NO ₂ -N]		[N]		Réduction nette de N (mg/L)	Charge de N (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)	Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/02/03	84	C	18	114.7	42.2	0.4	5.3	115.1	47.5	67.6	
	98/02/04	85	C	18	86.7	14.4	0.3	0.3	87.0	14.7	72.3	
	98/02/05	86	C	18	99.7	17.2	0.3	0.3	100.0	17.5	82.6	
	98/02/06	87	C	19	99.7	9.1	0.3	0.3	100.0	9.4	90.7	
Données pour la période		4		18							78.3	8.2
	98/02/07	88	C	20	97.9	4.7	0.3	0.3	98.2	5.0	93.2	
	98/02/09	90	C	20	97.9	3.4	0.3	0.5	98.2	3.9	94.3	
	98/02/10	91	C	20	91.4	0.8	0.3	0.4	91.7	1.2	90.4	
	98/02/11	92	C	20	91.4	0.3	0.3	0.3	91.7	0.6	91.0	
	98/02/12	93	C	20	94.2	0.3	0.3	0.3	94.5	0.6	93.9	
	98/02/14	95	C	16	76.8	34.3	0.3	0.3	77.1	34.6	42.5	
	98/02/16	97	C	18	75.7	13.3	0.3	5.0	76.0	18.4	57.6	
	98/02/17	98	C	20	79.1	10.9	0.3	7.8	79.4	18.7	60.7	
	98/02/18	99	C	20	80.5	5.2	0.4	10.1	80.9	15.2	65.7	
	98/02/19	100	C	21	100.7	3.8	0.4	8.3	101.1	12.1	89.0	
	98/02/20	101	C	20	99.7	17.9	0.3	14.3	100.0	32.3	67.8	
	98/02/21	102	C	20	93.2	2.6	0.4	17.1	93.6	19.7	73.9	
	98/02/23	104	C	20	94.2	2.1	0.5	4.5	94.6	6.8	88.0	
	98/02/24	105	C	21	90.1	1.6	0.6	19.6	90.7	21.2	69.5	
	98/02/25	106	C	19	92.3	2.6	0.3	18.6	92.6	21.2	71.4	
	98/02/26	107	C	21	88.6	1.3	0.4	20.9	89.0	22.2	66.8	
	98/02/27	108	C	20	92.3	1.1	0.5	19.6	92.7	20.7	72.0	
Données pour la période		21		20							75.7	45.3
	98/03/02	111	C	15	82.5	0.3	0.4	0.3	82.9	0.6	82.3	
	98/03/03	112	C	15	67.1	0.3	4.3	9.3	71.4	0.6	70.8	
	98/03/04	113	C	15	70.3	0.3	4.5	0.3	74.8	0.6	74.2	
	98/03/05	114	C	16	71.9	0.3	5.0	0.3	76.9	0.6	76.3	
	98/03/06	115	C	17	91.4	0.5	0.4	13.6	91.7	14.1	77.6	
	98/03/08	117	C	15	91.4	0.3	4.3	0.3	95.6	0.6	95.0	
	98/03/09	118	C	16	71.5	0.3	4.3	7.3	75.8	7.6	68.2	
	98/03/10	119	C	15	69.0	0.3	5.0	5.0	74.0	8.3	67.7	
	98/03/11	120	C	13	76.9	0.3	0.4	0.3	77.3	0.6	76.7	
	98/03/12	121	C	14	71.9	0.3	0.4	4.3	72.3	4.6	67.7	
	98/03/13	122	C	13	69.0	0.3			69.0	0.3	68.7	
	98/03/14	123	C	15	73.7	0.3	7.0	0.3	80.8	0.6	80.2	
	98/03/16	125	C	14	73.6	0.3	0.5	0.3	74.1	0.6	73.5	
	98/03/17	126	C	14	67.5	31.2	5.0	0.3	72.5	31.5	41.0	
	98/03/18	127	C	15	86.0	0.3	0.5	0.3	86.5	0.6	85.9	
Données pour la période		17		15							73.7	26.7
	98/03/19	128	C	20	82.9	7.8	4.5	0.5	87.4	8.2	79.2	
	98/03/20	129	C	21	84.2	7.7	0.4	4.3	84.5	11.9	72.6	
Données pour la période		2		20							75.9	4.5
	98/03/22	131	C	17	83.5	0.3	5.5	0.3	89.1	0.6	88.5	
	98/03/23	132	C	18	76.7	0.3	6.5	0.3	83.3	0.6	82.7	
	98/03/24	133	C	17	77.4	0.3	6.5	0.3	83.9	0.6	83.3	
	98/03/25	134	C	18	92.3	0.3	0.3	0.3	92.6	0.6	92.0	
	98/03/26	135	C	18	93.7	0.3	0.3	0.3	93.5	0.6	92.9	
	98/03/27	136	C	17	98.8	0.3	0.3	0.3	99.1	0.6	98.5	
	98/03/28	137	C	19	92.3	0.3	0.3	0.3	92.6	0.6	92.0	
	98/03/30	139	C	18	83.9	0.3	0.3	0.3	84.2	0.6	83.6	
	98/03/31	140	C	18	84.3	0.3	0.3	0.3	84.6	0.6	84.0	
	98/04/01	141	C	18	86.2	0.3	0.3	0.3	86.5	0.6	85.9	
	98/04/02	142	C	18	90.4	0.3	8.3	0.3	90.7	0.6	90.1	
	98/04/03	143	C	19	89.7	39.4	0.3	0.4	90.0	39.8	50.2	
	98/04/04	144	C	17	89.3	23.4	0.3	5.3	89.6	28.7	60.8	
	98/04/06	146	C	17	77.2	10.7	0.3	10.1	77.5	20.8	56.7	
	98/04/07	147	C	17	79.0	8.6	0.3	12.6	79.3	21.2	58.1	
	98/04/08	148	C	18	83.5	5.8	0.3	18.1	83.8	23.9	59.9	
	98/04/09	149	C	19	84.5	4.2	0.3	23.4	84.8	27.6	57.2	
	98/04/11	151	C	18		0.3		0.3	96.0	0.6	95.4	
Données pour la période		21		18							78.4	42.2
	98/04/13	153	C	18		0.3		0.3	96.0	0.6	95.4	
	98/04/14	154	C	19	42.9	0.3	0.3	0.3	43.2	0.6	42.6	
	98/04/15	155	C	18	44.9	0.3	0.3	0.3	45.3	0.6	44.7	
Données pour la période		3		18							60.9	4.8
	98/04/16	156	C	20	39.2	0.3	0.4	0.3	39.5	0.6	38.9	
	98/04/17	157	C	20	41.6	0.3	0.3	0.5	41.9	0.8	41.1	
	98/04/19	159	C	20	41.0	0.3	0.3	0.3	41.3	0.6	40.7	
	98/04/20	160	C	20	42.0	0.3	0.3	0.3	42.3	0.6	41.7	
Données pour la période		5		20							40.6	5.8

[illegible]

Tableau F.4 Calcul de la quantité totale d'alcalinité consommée pour la colonne 1

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Alcalinité		Réduction nette d'alcalinité (mg/L)	Consommation d'alcalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	97/11/12	1	R					
	97/11/13	2	R	6				
	97/11/14	3	R	11				
	97/11/15	4	R	8		300		
	97/11/17	6	R	11		100		
	97/11/18	7	R	13		50		
	97/11/19	8	R	9		50		
	97/11/20	9	R	11	50	30		
	97/11/21	10	R	10		20		
	97/11/22	11	R	4		20		
	97/11/23	12	R	4		20		
	97/11/24	13	R	4		10		
	97/11/25	14	R	5		20		
	97/11/26	15	R	4		20		
	97/11/27	16	R	5		20		
	97/11/28	17	R	5		15		
	97/11/29	18	R	5		10		
	97/12/01	21	R	4		10		
	97/12/02	22	R	5		10		
	97/12/03	23	R	4		10		
	97/12/04	24	R	4		40		
	97/12/05	25	C	3		40		
	97/12/07	27	C	2	120	10	110	
	97/12/08	28	C	1		10	110	
	97/12/09	29	C	1	60	10	50	
	97/12/10	30	C	1		15	45	
	97/12/11	31	C	1		10	50	
	97/12/12	32	C	1		20	40	
	97/12/13	33	C	1		20	40	
	97/12/15	35	C	2	20	20	0	
	97/12/16	36	C	1	25	15	10	
	97/12/17	37	C	1		40	-15	
	97/12/18	38	C	1	10	20	-10	
	97/12/19	39	C	1		30	-20	
Données pour la période		15		1			34	0.9
	97/12/21	41	C	3	10	20	-10	
	97/12/23	43	C	2	10	15	-5	
	97/12/25	45	C	2	15	20	-5	
	97/12/28	48	C	2	10	25	-15	
	97/12/31	51	C	2		30	-20	
	98/01/04	55	C	2	10	20	-10	
	98/01/05	56	C	2	10	30	-20	
	98/01/06	57	C	2	40	25	15	
	98/01/07	58	C	2	30	20	-10	
	98/01/12	63	C	3	5	10	-5	
	98/01/13	64	C	2	40	15	25	
Données pour la période		24		2			-4	-0.3
	98/01/14	65	C	5	35	5	30	
	98/01/15	66	C	4	35	10	25	
	98/01/16	67	C	4	40	15	25	
	98/01/17	68	C	4	20	60	-40	
	98/01/19	70	C	4	50	30	20	
	98/01/20	71	C	4	65	15	50	
Données pour la période		7		4			18	0.8
	98/01/21	72	C	7	60	10	50	
	98/01/22	73	C	11	65	15	50	
	98/01/23	74	C	9	60	20	40	
	98/01/24	75	C	10	50	10	40	
	98/01/26	77	C	9	70	10	60	
	98/01/27	78	C	8	65	10	55	
	98/01/28	79	C	8	85	35	50	
	98/01/29	80	C	8	30	15	15	
	98/01/30	81	C	8	55			
	98/01/31	82	C	3	75	10	65	
	98/02/02	84	C	8	75	10	65	
	98/02/03	85	C	8	50	30	20	
	98/02/04	86	C	8		15	35	
	98/02/05	87	C	8	60	15	45	
Données pour la période		16		8			45	8.4
	98/02/06	88	C	10	65	30	35	
	98/02/07	89	C	10	45	70	-25	
	98/02/09	91	C	10	20	15	5	
Données pour la période		4		10			5	0.3

Tableau F.4 Calcul de la quantité totale d'alcalinité consommée pour la colonne 1

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Alcalinité		Réduction nette d'alcalinité (mg/L)	Consommation d'alcalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/02/10	92	C	13	55	10	45	
	98/02/11	93	C	14	50	10	40	
	98/02/12	94	C	14	45	10	35	
Données pour la période		3		14			40	2.4
	98/02/13	95	C	16	30	5	25	0.6
	98/02/14	96	C	17	70	5	65	1.6
	98/02/16	98	C	11	60	10	50	
	98/02/17	99	C	12	40	5	35	
	98/02/18	100	C	11	65	5	60	
	98/02/19	101	C	12	80	15	65	
	98/02/20	102	C	12	30	10	20	
	98/02/21	103	C	12	30	10	20	
	98/02/23	105	C	11	65	10	55	
Données pour la période		8		12			44	5.8
	98/02/24	106	C	14	35	5	30	
	98/02/25	107	C	15	85	5	80	
Données pour la période		2		15			41	1.7
	98/02/26	108	C	18	80	5	75	
	98/02/27	109	C	18	130	10	120	
	98/03/02	112	C	18	70	5	65	
Données pour la période		5		18			87	11.1
	98/03/03	113	C	20	65	5	60	
	98/03/04	114	C	21	90	5	85	
	98/03/05	115	C	20	60	5	55	
Données pour la période		3		20			67	5.8
	98/03/06	116	C	19	40	10	30	
	98/03/08	118	C	15	40	10	30	
	98/03/09	119	C	15	45	5	40	
	98/03/10	120	C	16	55	5	50	
	98/03/11	121	C	18	60	5	55	
	98/03/12	122	C	18	60	5	55	
	98/03/13	123	C	18	60	5	55	
	98/03/14	124	C	18	60	5	55	
Données pour la période		9		17			46	10.2
	98/03/16	126	C	16	70	5	65	
	98/03/17	127	C	16	35	5	30	
	98/03/18	128	C	17	50	5	45	
	98/03/19	129	C	16	60	5	55	
	98/03/20	130	C	16	50	5	45	
	98/03/22	132	C	14	15	5	10	
	98/03/23	133	C	16	65	5	60	
	98/03/24	134	C	15	45	5	40	
	98/03/25	135	C	16	50	5	45	
	98/03/26	136	C	16	45	5	40	
	98/03/27	137	C	16		5	40	
	98/03/28	138	C	16	60	5	55	
	98/03/30	140	C	17	45	5	40	
	98/03/31	141	C	17	55	5	50	
	98/04/01	142	C	17	40	5	35	
	98/04/02	143	C	16	30	5	25	
	98/04/03	144	C	16	40	5	35	
Données pour la période		19		16			42	18.3
	98/04/04	145	C	16	55	5	50	
	98/04/06	147	C	15	55	5	50	
	98/04/07	148	C	16	40	5	35	
	98/04/08	149	C	16	50	0	50	
	98/04/09	150	C	16	50	5	45	
	98/04/11	152	C	18		0	50	
	98/04/13	154	C	16	45	0	45	
	98/04/14	155	C	16	60	0	60	
	98/04/15	156	C	15	40	0	40	
	98/04/16	157	C	15	50	0	50	
	98/04/17	158	C	16	40	0	40	
	98/04/19	160	C	15	35	0	35	
	98/04/20	161	C	15	40	5	35	
	98/04/21	162	C	15	70	5	65	
Données pour la période		18		15			46	18.6

Tableau F.4 Calcul de la quantité totale d'alcalinité consommée pour la colonne 1

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Alcalinité		Réduction nette d'alcalinité (mg/L)	Consommation d'alcalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/04/22	163	C	16	65	5	60	
	98/04/23	164	C	16	60	5	55	
	98/04/24	165	C	17	80	5	75	
	98/04/25	166	C	17	75	5	70	
	98/04/27	168	C	16	90	5	85	
	98/04/28	169	C	17	90	5	85	
Données pour la période		7		16			72	11.8
	98/04/29	170	C	16	60	5	55	
	98/04/30	171	C	17	60	5	55	
	98/05/01	172	C	16	70	5	65	
	98/05/02	173	C	17	80	5	75	
	98/05/04	174	C	17	65	5	60	
	98/05/05	175	C	17	40	5	35	
	98/05/06	176	C	17	50	5	45	
	98/05/07	177	C	17	30	5	25	
	98/05/08	178	C	17	35	6	29	
	98/05/09	179	C	14	65	5	60	
	98/05/11	180	C	22	65	5	60	
	98/05/12	181	C	16	85	5	80	
	98/05/13	182	C	15	55	5	50	
	98/05/14	183	C	16	70	5	65	
	98/05/15	184	C	16	50	10	40	
	98/05/17	185	C	17	65	10	55	
	98/05/19	186	C	15	30	10	20	
	98/05/20	187	C	16	55	10	45	
	98/05/21	188	C	18	35	10	25	
	98/05/22	189	C	15	50	5	45	
	98/05/24	190	C	21	65	5	60	
	98/05/25	191	C	19	70	5	65	
	98/05/26	192	C	19	40	5	35	
Données pour la période		23		17			49	27.4
	98/05/27	193	C	40	75	5	70	
	98/05/28	194	C	41	95	15	70	
	98/05/29	195	C	40	80	15	65	
	98/05/31	197	C	45	90	10	80	
Données pour la période		5		41			71	21.3
	98/06/01	198	C	38	80	15	65	
	98/06/02	199	C	40	75	10	65	
	98/06/03	200	C	39	90	10	80	
	98/06/04	201	C	63	80	5	75	
	98/06/05	202	C	56	80	5	75	
	98/06/08	205	C	58	65	5	60	
	98/06/09	206	C	64	75	5	70	
Données pour la période		9		51			70	46.4
	98/06/10	207	C	61	80	5	75	
	98/06/11	208	C	53	75	5	70	
	98/06/12	209	C	59	50	5	45	
Données pour la période		3		58			63	15.8
	98/06/16	213	C	58	100	5	95	7.9
	98/06/17	214	C	56	90	5	85	
	98/06/18	215	C	56	90	5	85	
	98/06/19	216	C	57	70	5	65	
	98/06/22	219	C	59	75	5	70	
	98/06/23	220	C	53	85	5	80	
Données pour la période		7		56			77	43.5
	98/06/25	222	C	60	75	5	70	
	98/06/26	223	C	58	75	5	70	
Données pour la période		2		59			70	11.9
	98/06/29	226	C	57	75	5	70	
	98/06/30	227	C	60	10	5	5	
Données pour la période		2		58			38	6.3
Charge totale d'alcalinité								278.7

Tableau F.5 Calcul de la quantité totale d'alcalinité consommée pour la colonne 2

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Alcalinité		Réduction nette d'alcalinité (mg/L)	Charge d'alcalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	97/12/07	27	R	4		70		
	97/12/08	28	R	4		45		
	97/12/09	29	R	4		25		
	97/12/10	30	R	4		10		
	97/12/11	31	R	2		15		
	97/12/12	32	R	2		10		
	97/12/13	33	R	2		10		
	97/12/15	35	R	4		5		
	97/12/16	36	R	2		10		
	97/12/17	37	R	2		5		
	97/12/18	38	R	2		15		
	97/12/19	39	R	2		10		
	97/12/21	41	C	2		20		
	97/12/23	43	C	1	25	15	10	
	97/12/25	45	C	1	10			
	97/12/28	48	C	1	10	10	0	
	97/12/31	51	C					
	98/01/04	55	C	1	40	20	20	
	98/01/05	56	C	1	30	15	15	
Données pour la période		14		1			11	0.3
	98/01/06	57	C	2	35	10	25	
	98/01/07	58	C	2	25	10	15	
	98/01/12	63	C	2	10	5	5	
	98/01/13	64	C	2	35	5	30	
	98/01/14	65	C	2	25	5	20	
	98/01/15	66	C	2	20	5	15	
Données pour la période		10		2			18	0.5
	98/01/16	67	C	5	40	10	30	
	98/01/17	68	C	4	40	10	30	
	98/01/19	70	C	4	40	5	35	
	98/01/20	71	C	5	65	5	60	
	98/01/21	72	C	4	75	10	65	
Données pour la période		6		4			44	1.7
	98/01/22	73	C	7	65	10	55	
	98/01/23	74	C	8	60	5	55	
	98/01/24	75	C	8	50	5	45	
	98/01/26	77	C	8	70	5	65	
	98/01/27	78	C	8	65	5	60	
	98/01/28	79	C	8	85	5	80	
	98/01/29	80	C	8	30	10	20	
	98/01/30	81	C	8	55	15	40	
	98/01/31	82	C	7	75	15	60	
	98/02/02	84	C	8	75	10	65	
Données pour la période		12		8			55	7.3
	98/02/03	85	C	9	50	10	40	
	98/02/04	86	C	11	50	10	40	
Données pour la période		2		10			40	1.1
	98/02/05	87	C	12	60	10	50	
	98/02/06	88	C	12	65	10	55	
	98/02/07	89	C	13	45	10	35	
Données pour la période		3		12			47	2.4
	98/02/09	91	C	7	20	10	10	
	98/02/10	92	C	18	50	15	35	
	98/02/11	93	C	20	45	10	35	
	98/02/12	94	C	19	40	10	30	
	98/02/13	95	C	20	30	10	20	
	98/02/14	96	C	19	55	5	50	
	98/02/16	98	C	18	45	10	35	
	98/02/17	99	C	20	70	40	30	
	98/02/18	100	C	21	65	20	45	
	98/02/19	101	C	19	50	10	40	
	98/02/20	102	C	19	45	10	35	
	98/02/21	103	C	21	100	20	80	
	98/02/23	105	C	20	40	10	30	
	98/02/24	106	C	21	55	10	45	
	98/02/25	107	C	20	50	5	45	
	98/02/26	108	C	20	55	5	50	
	98/02/27	109	C	20	60	5	55	

Tableau F.5 Calcul de la quantité totale d'alcalinité consommée pour la colonne 2

Specifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Alcalinité		Réduction nette d'alcalinité (mg/L)	Charge d'alcalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/03/02	112	C	19	75	15	60	
	98/03/03	113	C	19	35	10	25	
	98/03/04	114	C	20	65	10	55	
	98/03/05	115	C	19	30	15	15	
	98/03/06	116	C	19	50	10	40	
	98/03/08	118	C	19	50	15	35	
	98/03/09	119	C	19	35	10	25	
	98/03/10	120	C	19		10	25	
	98/03/11	121	C	20	50	10	40	
	98/03/12	122	C	19	50	10	40	
	98/03/13	123	C	18	125	15	110	
	98/03/14	124	C	20	40	10	30	
	98/03/16	126	C	18	50	15	35	
	98/03/17	127	C	17		10	40	
	98/03/18	128	C	17	45	10	35	
	98/03/19	129	C	20	40	10	30	
	98/03/20	130	C	20	20	15	5	
	98/03/22	132	C	19	35	10	25	
	98/03/23	133	C	19	40	10	30	
	98/03/24	134	C	19	45	15	30	
	98/03/25	135	C	19	50	10	40	
	98/03/26	136	C	19	40	15	25	
	98/03/27	137	C	20	55	10	45	
	98/03/28	138	C	21	45	15	30	
	98/03/30	140	C	20	50	15	35	
	98/03/31	141	C	20		10	30	
	98/04/01	142	C	16	40	15	25	
	98/04/02	143	C	19	40	15	25	
	98/04/03	144	C	19	40	10	30	
	98/04/04	145	C	19	45	15	30	
	98/04/06	147	C	19	55	15	40	
	98/04/07	148	C	20	40	5	35	
	98/04/08	149	C	20	40	10	30	
	98/04/09	150	C	20	50	10	40	
	98/04/11	152	C	19		15	35	
	98/04/13	154	C	20	40	15	25	
	98/04/14	155	C	19	50	5	45	
	98/04/15	156	C	20	60	10	50	
	98/04/16	157	C	21	60	10	50	
	98/04/17	158	C	20	80	15	65	
	98/04/19	160	C	19	40	20	20	
	98/04/20	161	C	19	30	15	15	
	98/04/21	162	C	19	40	10	30	
	98/04/22	163	C	19	40	15	25	
	98/04/23	164	C	20	30	15	15	
	98/04/24	165	C	19	30	15	15	
	98/04/25	166	C	21	75	15	60	
	98/04/27	168	C	21	65	10	55	
	98/04/28	169	C	20	65	10	55	
	98/04/29	170	C	21	40	15	25	
	98/04/30	171	C	20	40	10	30	
	98/05/01	172	C	19	45	15	30	
	98/05/02	173	C	21	60	20	40	
	98/05/04	174	C	20	50	15	35	
	98/05/05	175	C	19	40	10	30	
	98/05/06	176	C	20	65	10	55	
	98/05/07	177	C	19	50	10	40	
	98/05/08	178	C	19	35	10	25	
	98/05/09	179	C	20	40	15	25	
	98/05/11	180	C	21	45	10	35	
	98/05/12	181	C	20	40	10	30	
	98/05/13	182	C	19	50	5	45	
	98/05/14	183	C	20	30	10	20	
	98/05/15	184	C	21	40	10	30	
	98/05/17	185	C	21	50	10	40	
	98/05/18	186	C	19	30	10	20	
	98/05/20	187	C	21	40	10	30	
Données pour la période		97		19			36	96.6

Tableau F.5 Calcul de la quantité totale d'alcalinité consommée pour la colonne 2

Specifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (ml/min)	Alcalinité		Réduction nette d'alcalinité (mg/L)	Charge d'alcalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/05/21	188	C	19	180	15	165	
	98/05/22	189	C	19	150	20	160	
	98/05/24	190	C	19	130	20	110	
	98/05/25	191	C	19	155	10	145	
	98/05/26	192	C	19	145	10	135	
	98/05/27	193	C	19	165	5	160	
	98/05/28	194	C	20	85	10	75	
	98/05/29	195	C	20	145	15	130	
	98/05/31	196	C	20	100	20	80	
	98/06/01	197	C	19	130	15	115	
	98/06/02	198	C	20	135	10	125	
	98/06/03	199	C	19	110	15	95	
	98/06/04	200	C	18	90	5	85	
	98/06/05	201	C	19	110	10	100	
Données pour la période		14		19			120	46.2
Charge totale d'alcalinité								156.0

Tableau F.6 Calcul de la quantité totale d'alcalinité consommée pour la colonne 3

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Alcalinité		Réduction nette d'alcalinité (mg/L)	Consommation d'alcalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	97/11/12	1	R		1200			
	97/11/13	2	R	6	1000			
	97/11/14	3	R	13	900			
	97/11/19	8	R	11	400	300		
	97/11/20	9	R	12		690		
	97/11/21	10	R	12		510		
	97/11/22	11	R	12		400		
	97/11/23	12	R	12		240		
	97/11/24	13	R	12		60		
	97/11/25	14	R	13		70		
	97/11/26	15	R	28		130		
	97/11/27	16	R	17		70		
	97/11/28	17	R	22		30		
	97/11/29	18	R	47		70		
	97/12/01	20	C	38	550	5	545	
	97/12/02	21	C	52	630	490	140	
	97/12/03	22	C	23		330	300	
	97/12/04	23	C	21		260	370	
	97/12/05	24	C	21	630	320	310	
Données pour la période		3		22			327	31
	97/12/06	25	C	10		70	560	
	97/12/08	27	C	10	450	70	380	
	97/12/09	28	C	9		70	380	
	97/12/10	29	C	8		75	375	
	97/12/11	30	C	8		80	370	
	97/12/12	31	C	10		85	365	
	97/12/13	32	C	12	580	80	500	
	97/12/15	34	C	9	830	300	530	
	97/12/16	35	C	12		390	440	
Données pour la période		11		10			433	67
	97/12/17	36	C	7	785	385	400	
	97/12/18	37	C	6		370	415	
Données pour la période		2		6			406	7
	97/12/19	38	C	4	550	100	450	
	97/12/21	40	C	6	550	55	495	
	97/12/23	42	C	5	545	55	490	
	97/12/25	44	C	4	590	80	510	
Données pour la période		7		5			486	23
	97/12/28	47	C	7	570	80	490	
	97/12/31	50	C	6				
	98/01/04	54	C	6	690	140	550	
Données pour la période		8		6			520	36
	98/01/05	55	C	13	610	370	240	
	98/01/06	56	C	10	620	265	355	
	98/01/07	57	C	13	630	250	380	
	98/01/12	62	C	9	665	200	465	
	98/01/13	63	C	13	570	150	420	
	98/01/14	64	C	11	660	160	500	
	98/01/15	65	C	11	680	160	520	
	98/01/16	66	C	12	690	110	580	
	98/01/17	67	C	11	660	120	540	
	98/01/19	69	C	11	580	85	495	
	98/01/20	70	C	11	600	60	540	
Données pour la période		16		11			458	118
	98/01/21	71	C	20	675	180	495	
	98/01/22	72	C	21	650	250	400	
	98/01/23	73	C	25	590	245	345	
	98/01/24	74	C	23	700	295	405	
	98/01/26	76	C	22	600	225	375	
	98/01/27	77	C	23	750	300	450	
	98/01/28	78	C	26	740	210	530	
	98/01/29	79	C	24	680	310	370	
	98/01/30	80	C	24	760	345	415	
	98/01/31	81	C	25	700	265	435	
	98/02/02	83	C	11	710	80	630	
Données pour la période		13		22			441	182
	98/02/03	84	C	18	685	235	450	
	98/02/04	85	C	18	475	80	395	
	98/02/05	86	C	19	475	85	390	
	98/02/06	87	C	19	495	60	435	
Données pour la période		4		18			418	44

Tableau F.6 Calcul de la quantité totale d'alcalinité consommée pour la colonne 3

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Alcalinité		Réduction nette d'alcalinité (mg/L)	Consommation d'alcalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/02/07	88	C	20	465	60	405	
	98/02/09	90	C	20	540	60	480	
	98/02/10	91	C	20	530	50	480	
	98/02/11	92	C	20	570	55	515	
	98/02/12	93	C	20	455	45	410	
	98/02/14	95	C	16	595	260	335	
	98/02/16	97	C	18	640	110	530	
	98/02/17	98	C	20	580	80	500	
	98/02/18	99	C	20	535	60	475	
	98/02/19	100	C	21	495	40	455	
	98/02/20	101	C	20	710	125	585	
	98/02/21	102	C	20	1010	335	675	
	98/02/23	104	C	20	1015	330	685	
	98/02/24	105	C	21	800	310	490	
	98/02/25	106	C	19	930	370	560	
	98/02/26	107	C	21	940	360	580	
	98/02/27	108	C	20	900	360	540	
Données pour la période		21		20			534	319
	98/03/02	111	C	15	935	300	635	
	98/03/03	112	C	15	890	330	560	
	98/03/04	113	C	15	770	300	470	
	98/03/05	114	C	16	775	305	470	
	98/03/06	115	C	17	830	175	655	
	98/03/08	117	C	15	850	170	680	
	98/03/09	118	C	16	730	170	560	
	98/03/10	119	C	15	750	170	580	
	98/03/11	120	C	13	650	125	525	
	98/03/12	121	C	14	725	130	595	
	98/03/13	122	C	13	750	115	635	
	98/03/14	123	C	15	640	70	570	
	98/03/16	125	C	14	730	95	635	
	98/03/17	126	C	14	575	380	195	
	98/03/18	127	C	15	835	90	745	
Données pour la période		17		15			567	266
	98/03/19	128	C	20	760	175	585	
	98/03/20	129	C	21	740	130	610	
Données pour la période		2		20			598	35
	98/03/22	131	C	17	905	115	790	
	98/03/23	132	C	16	840	110	730	
	98/03/24	133	C	17	650	110	540	
	98/03/25	134	C	16	710	90	620	
	98/03/26	135	C	18	810	110	700	
	98/03/27	136	C	17	830	105	725	
	98/03/28	137	C	19	710	100	610	
	98/03/30	139	C	18	950	125	825	
	98/03/31	140	C	18	785	95	690	
	98/04/01	141	C	18	875	100	775	
	98/04/02	142	C	18	795	105	690	
	98/04/03	143	C	19	895	425	470	
	98/04/04	144	C	17	880	295	585	
	98/04/06	146	C	17	755	180	575	
	98/04/07	147	C	17	740	195	545	
	98/04/08	148	C	18	670	195	475	
	98/04/09	149	C	19	720	105	615	
	98/04/11	151	C	18		320	400	
Données pour la période		21		18			631	339
	98/04/13	153	C	18	620	295	325	
	98/04/14	154	C	19	680	125	555	
	98/04/15	155	C	18	870	410	460	
Données pour la période		3		18			447	35
	98/04/16	156	C	20	700	400	300	
	98/04/17	157	C	20	815	485	330	
	98/04/19	159	C	20	825	385	440	
	98/04/20	160	C	20	590	490	100	
Données pour la période		5		20			293	42
	98/04/21	161	C	20	745	470	275	
	98/04/22	162	C	20	755	500	255	
	98/04/23	163	C	21	710	410	300	
	98/04/24	164	C	21	850	395	455	
	98/04/25	165	C	21	725	430	295	
	98/04/27	167	C	21	870	435	435	
	98/04/28	168	C	22	830	440	390	
	98/04/29	169	C	23	825	535	290	
	98/04/30	170	C	22	860	490	170	
	98/05/01	171	C	21	785	405	380	
Données pour la période		11		21			325	108

Tableau F.6 Calcul de la quantité totale d'alcalinité consommée pour la colonne 3

Spécifications	Date	Période écoulée (jours)	Mode	Débit (mL/min)	Alcalinité		Réduction nette d'alcalinité (mg/L)	Consommation d'alcalinité (g)
					Affluent (mg/L)	Effluent (mg/L)		
	98/05/02	172	C	18	680	440	240	
	98/05/04	174	C	19	870	440	430	
	98/05/05	175	C	16	805	410	395	
	98/05/06	176	C	15	750	450	300	
	98/05/07	177	C	18	790	605	185	
	98/05/08	178	C	17	750	565	185	
	98/05/09	179	C	16	690	435	255	
	98/05/11	181	C	19	900	510	390	
	98/05/12	182	C	19	820	435	385	
	98/05/13	183	C	18	800	465	335	
	98/05/14	184	C	17	920	370	550	
Données pour la période		13		17			332	198
	98/05/15	185	C	16	740	485	275	
	98/05/17	187	C	16	1005	415	590	
	98/05/19	189	C	17	700	500	200	
	98/05/20	190	C	17	680	445	235	
	98/05/21	191	C	16	675	470	205	
Données pour la période		7		16			301	49
Charge totale d'alcalinité								1750

**ANNEXE G: Effet de l'aération sur la concentration d'oxygène dissous
pour C1 et C3**

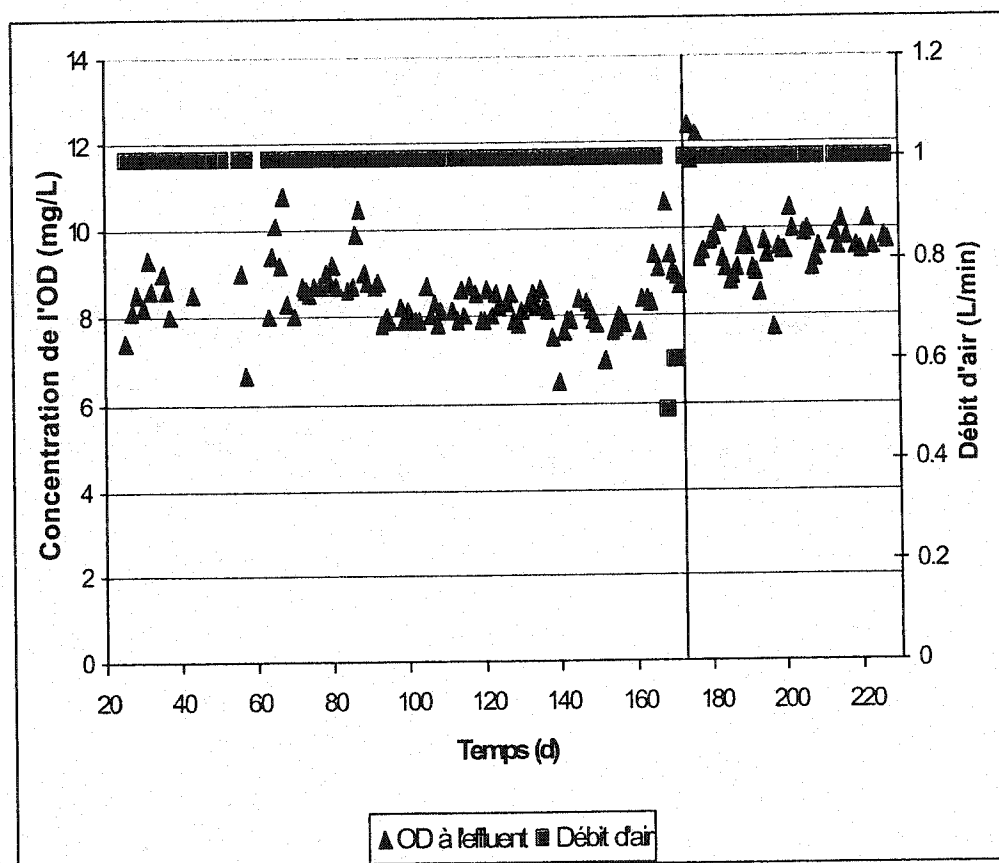


Figure G.1 Effet de l'aération sur la concentration du OD pour C1

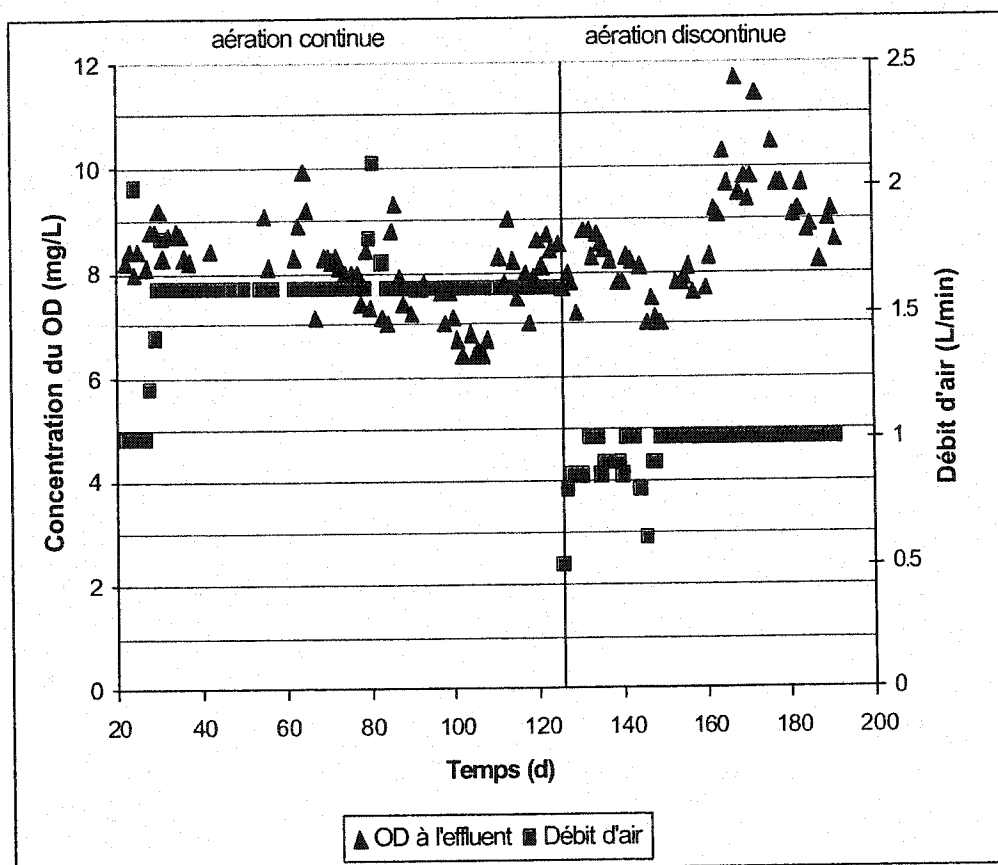


Figure G.2 Effet de l'aération sur la concentration du OD pour C3

ANNEXE H: Estimation de la biomasse récupérée

Tableau H.1 Quantité de biomasse récupérée pour chaque colonne

Colonne	Date	Temps (d)	Source	Poids biomasse (g MES)
C1	98/04/03	143	lavage	9.3
	98/07/02	229	lavage	11.5
	98/04/03	143	effluent	4.2
	98/07/09	236	effluent	3.5
Total				28.5
C2	98/06/09	206	lavage	9.2
	98/04/04	144	effluent	4.3
	98/06/12	209	effluent	6.2
Total				19.7
C3	98/02/13	94	lavage	3.8
	98/04/02	142	lavage	2.5
	98/05/06	176	lavage	2.6
	98/05/19	189	lavage	0.7
	98/05/21	191	lavage	0.7
	98/04/04	144	effluent	0.5
	98/05/21	191	effluent	0.7
Total				11.4

**ANNEXE I : Calcul de la quantité de phosphore requise pour la
croissance de la biomasse**

Le phosphore compte pour 2.477% de la biomasse (Metcalf & Eddy, 1991).

Sachant que la biomasse est représentée par $C_5H_7O_2N$ avec un poids correspondant de 113.115 g. 2.477% représente 2.802 g de P.

Suivant l'équation 10, il y a 0.021 mole de biomasse produite par mole de N oxydé. En poids, ça équivaut à 0.1696 mg de biomasse produite par mg de N oxydé.

Si 113.115 g de biomasse contient 2.802 g de P, 0.1696 mg de biomasse contiendra 0.0042 mg de P. Donc, il y aura 0.0042 mg P utilisé par mg de N oxydé.

Sachant qu'environ 50 mg/L de N était oxydé, il s'ensuit que 0.21 mg/L de P était requis.

ANNEXE J : Tests de toxicité sur la truite arc-en-ciel et *Daphnia magna*



BODYCOTE TECHNITROL INC.
121, BOUL. PRINCE, POINTE-CLAIRE, QUÉBEC H9A 1G6
TEL. (514) 591-3271 • FAX (514) 591-3240

— Certificat d'analyse • Certificate of Analysis —

Mme. Pascale St-Germain
Centre de Technologie Noranda
240, boul. Hymus
Pointe-Clare, Québec
H9A 1G6

Le 4 juin 1998
Projet: 40487-185381, 185382, 185384

IDENTIFICATION DE L'ÉCHANTILLON (type, date, et l'heure)	NUMÉRO DE TEST	DATE DE RÉCEPTION	DATES D'ANALYSE (date et l'heure)		BIOESSAI CL ₅₀ - 96 heures % v/v (Int. conf.) <i>O. mykiss</i> (Toutes arc-en-ciel)
			0 hrs.	96 hrs.	
Échant. 981344, 25/05/98	22144	27/05/98	26/05/98, 11:30	01/06/98, 13:30	N.C.
Échant. 981345, 25/05/98	22145	27/05/98	26/05/98, 11:30	01/06/98, 13:30	N.C.
Échant. 981346, 25/05/98	22146	27/05/98	28/05/98, 11:30	01/06/98, 13:30	N.C.

SOMMAIRE DES RÉSULTATS:

	Unité Toxique	Conclusion
Échant. 981344, 25/05/98	< 1.0	Non létal
Échant. 981345, 25/05/98	< 1.0	Non létal
Échant. 981346, 25/05/98	< 1.0	Non létal

Int. conf.: intervalle de confiance à 95 %
Statistique: non applicable
N.C.: non calculable

Salvador Rojas, B.Sc.
Biologiste
Département d'Écotoxicologie

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sinon en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons mentionnés plus haut seront conservés pendant 30 jours à partir de la date du rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples pertaining to this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed, in writing, by the client.



BODYCOTE TECHNITROL INC.
111, RUE L'HYDRO, POINTE-CLAIRE, QUÉBEC H9P 1E5
TEL: (514) 497-1271 • FAX: (514) 497-2740

— Certificat d'analyse • Certificate of Analysis —

CONDITIONS D'ANALYSE

Description de l'échantillon:	Echant. 981344, 26/05/98
Lieu et méthode d'échantillonnage:	Centre Tech. Noranda, instantané
Nom de l'échantillonneur:	P. St-Germain
Dates d'analyse:	Chrs: 26/05/98, 11:30 96hrs: 01/06/98, 13:30
Nom de l'analyste:	J. Laplante / H. Moran
Notre numéro de projet:	40487-185381
Notre numéro de test:	22144
Organismes:	<i>Oncorhynchus mykiss</i> % de mort, 7 jours avant l'essai: 1.70
Lot: / Acclimatation:	ACP-9501 / > 2 semaines
Poids et longueur moyenne des poissons:	
témoin (± écart type) et intervalles:	0.38g (± 0.04g; 0.31 - 0.42g) / 32.6mm (± 2.0mm; 30 - 37mm)
Densité de chargement:	0.38 g/L/jour
Hauteur de solution dans chaque récipient d'essai:	17cm
Préparation de l'échantillon:	Préparation de 30 minutes: dureté non ajustée, pH non ajusté
Débit d'aération:	5.5 mL/min/L
Protocole d'essai:	SPE 100W/13, Juillet 1990, Section 5 **

concentration du l'échant. (%vol)	nombre de poissons	volume (litres)	mortalité 06 hrs	mortalité (%)	température (degré C)					pH			oxygène dissous (mg/L)			conductivité (µmhos/cm)		
					0hrs	24hrs	48hrs	72hrs	96hrs	0hrs	48hrs	96hrs	0hrs	48hrs	96hrs	0hrs	48hrs	96hrs
100	10	10	1	10	15	14	14	14	14	6.5	6.0	6.1	8.8	9.2	9.3	1578	1543	1584
50	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.1	7.6	7.6	8.7	9.4	9.1	913	896	898
25	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.5	7.8	7.7	8.7	9.4	9.2	608	594	552
12.5	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.6	7.9	7.9	8.7	9.3	9.1	438	436	434
6.25	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.6	7.9	7.9	8.7	8.9	9.1	347	346	351
témoin	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.6	7.6	7.6	8.8	9.1	7.9	256	254	265

REMARQUES:

Echantillon gelé: non ☒
oui

Nombre de poissons témoins stressés:

L'essai référence: CL₅₀ = 14.3 - 16.0 g/L NaCl; date de l'essai: 29/05-02/06/98

Limites de contrôle et moyenne géométrique max, min, et moyenne: 17.7, 11.5 et 14.8

** : l'essai a été exécuté conformément au protocole spécifié sans modification.

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sans en faire, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons mentionnés dans
haut seront conservés pendant 30 jours à partir de la date du rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples mentioned
to this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed, in writing, by the client.

Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

CONDITIONS D'ANALYSE

Description de l'échantillon:	Échant. 981345, 25/05/98		
Lieu et méthode d'échantillonnage:	Effluent raffinerie instantané		
Nom de l'échantillonneur:	P. St-Germain		
Dates d'analyse:	Jour: 28/05/98, 11:30	98hrs: 01/06/98, 13:30	
Nom de l'analyste:	J. Laplante / H. Moran		
Notre numéro de projet:	40487-185382		
Notre numéro de test:	22145		
Organismes:	<i>Oncorhynchus mykiss</i>	% de mort, 7 jours avant l'essai:	1.70
Lot / Acclimatation	ACP 9501 / > 2 semaines		
Poids et longueur moyenne des poissons (échant. 2 écart type) et intervalles:	0.38g (± 0.04g; 0.31 - 0.42g) / 32.5mm (± 2.0mm; 30 - 37mm)		
Densité de chargement:	0.38 g/L/pois		
Hauteur de solution dans chaque réacteur d'essai:	17cm		
Préparation de l'échantillon:	Pré-aération de 30 minutes, durée non ajustée, pH non ajusté		
Débit d'aération:	2.5mL/min/L		
Protocole d'essai:	SPE 7.0RM/13, Juillet 1990, Section 6 **		

concentration de l'échant. (% vol)	nombre de poissons	volume (litres)	mortalité 96 hrs	mortalité (%)	température (degré C)					pH			oxygène dissous (mg/L)			conductivité (µmhos/cm)		
					0hrs	24hrs	48hrs	72hrs	96hrs	0hrs	24hrs	96hrs	0hrs	24hrs	96hrs	0hrs	24hrs	96hrs
100	10	10	1	10	15	14	14	14	14	6.4	6.4	6.4	8.4	8.9	9.1	1695	1661	1663
50	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.2	7.5	7.4	9.0	9.0	8.8	968	948	941
25	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.5	7.6	7.5	9.0	8.7	8.0	848	628	630
12.5	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.6	7.6	7.5	9.1	8.2	7.3	453	448	443
6.25	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.6	7.8	7.8	9.1	8.9	8.9	357	358	357
témoin	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.6	7.6	7.7	8.8	8.8	7.7	257	257	268

REMARQUES:

 Échantillon gelé: non ☒

 Nombre de poissons témoins stressés:

 Essai référence: $CL_{50} = 14.3 \pm 10.0 \pm 16.0$ g/L NaCl; date de l'essai: 29/05-02/06/98
 Limites de conductivité et moyenne géométrique (mes, min, et moyennes): 17.7, 11.5 et 14.6

** : l'essai a été exécuté conformément au protocole spécifié sans modification.

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sans en écrire, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons mentionnés plus haut seront conservés pendant 30 jours à partir de la date du rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples pertaining to this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed in writing by the client.



BODYCOTE TECHNITROL INC.
121 BOULEVARD DES PORTES D'ORFÈVRE, QUÉBEC (P.R.)
TEL: (514) 607-1231 • FAX: (514) 607-2102

Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

CONDITIONS D'ANALYSE

Description de l'échantillon:	Échant. 981346, 26/05/98
Lieu et méthode d'échantillonnage:	Etiliens raffinerie, instantané
Nom de l'échantillonneur:	P. St-Germain
Date de l'analyse:	Obs: 26/05/98, 11:30 96hrs: 01/06/98, 13:30
Nom de l'analyste:	J. Lapante / H. Moran
Notre numéro de projet:	40467-185384
Notre numéro de test:	22146
Organismes:	<i>Oncorhynchus mykiss</i> % de mort: 7 jours avant l'essai: 1.70
Lot: / Acclimatation:	AQP-9801 / > 2 semaines
Poids et longueur moyens des poissons	
témoin (= écart type) et intervalles:	0.38g (± 0.04g; 0.31 - 0.42g) / 32.8mm (± 2.0mm; 30 - 37mm)
Densité de chargement:	0.35 g/L/hour
Hauteur de solution dans chaque récipient d'essai:	17cm
Préparation de l'échantillon:	Pré-saturation de 30 minutes, dureté non ajustée, pH non ajusté
Débit d'aération:	6.5 mL/min/L
Protocole d'essai:	SPE 17RM/13, JUillet 1990, Section 6 **

concentration de l'échant. (%v/v)	nombre de poissons	volume (litres)	mortalité 96 hrs	neutralité (%)	température (degré C)					pH			oxygène dissous (mg/L)			conductivité (microsiemens/cm)		
					0hrs	24hrs	48hrs	72hrs	96hrs	0hrs	24hrs	96hrs	0hrs	24hrs	96hrs	0hrs	24hrs	96hrs
100	10	10	0	0	15	14	14	14	14	8.0	8.5	8.5	8.7	8.2	8.3	2250	2180	2130
50	10	10	0	0	15	14	14	14	14	8.0	8.4	8.4	8.0	9.4	9.4	1280	1254	1225
25	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.9	8.2	8.2	8.1	9.3	9.1	905	775	761
12.5	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.9	8.1	8.1	8.1	9.3	9.2	521	509	502
6.25	10	10	0	0	15	14	14	14	14	7.8	8.1	8.0	8.1	9.1	8.9	339	330	369
témoin	10	10	1	10	15	14	14	14	14	7.6	7.7	7.7	8.9	8.7	8.4	261	254	258

REMARQUES:

Echantillon q/s: non /
ou

Nombre de poissons témoins stressés: 0

L'essai référence: Cl₅₀ = 14.3 (10.0 - 16.6) g/L NaCl; date de l'essai: 29/05-02/06/98

Limites de conductivité et moyenne géométrique (max, min, et moyen): 17.7, 11.5 et 14.6

** : l'essai a été exécuté conformément au protocole spécifié sans modification.

Ce certificat ne doit pas être reproduit, ainsi qu'en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons retenus plus
long temps conservés pendant 30 jours à partir de la date de rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples pertaining
to this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed, in writing, by the client.



BODYCOTE TECHNITROL INC.
113, RUE PRINCE D'ORLÉANS, QUÉBEC, QUÉBEC
H1L 1S4 (514) 687-1271 • FAX: (514) 687-2960

Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

Mme. Pascale St-Germain
Centre de Technologie Noranda
240, boul. Hymus
Pointe-Claire, Québec
H9R 1G5

Le 4 juin 1998
Projet: 40487-185381, 185382, 185384

IDENTIFICATION DE L'ÉCHANTILLON (type, date, et l'heure)	NUMÉRO DE TEST	DATE DE RÉCEPTION	DATES D'ANALYSE (date et l'heure)		BIOESSAI CL ₅₀ - 48 heures % v/v (Int. conf.) <i>Daphnia magna</i> (24 heures)
			0 hrs.	48 hrs.	
Échant. 981344, 25/05/98	221E2	27/05/98	28/05/98, 16:15	30/05/98, 14:30	N.C.
Échant. 981345, 25/05/98	221E3	27/05/98	28/05/98, 16:15	30/05/98, 14:30	N.C.
Échant. 981346, 25/05/98	221E4	27/05/98	28/05/98, 16:30	30/05/98, 14:45	62.8125 - > 100%

SOMMAIRE DES RÉSULTATS:

	Unité Toxique	Conclusion
Échant. 981344, 25/05/98	< 1.0	Non létal
Échant. 981345, 25/05/98	< 1.0	Non létal
Échant. 981346, 25/05/98	1.6	Létal

Int. conf.: Intervalle de confiance à 95%
Statistique: Test Binomial
N.C.: non calculable

Salvador Rojas, B.Sc.
Biologiste
Département d'écotoxicologie

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sinon en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons mentionnés plus haut seront conservés pendant 30 jours à partir de la date du rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples mentioned in this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed, in writing, by the client.



BODYCOTE TECHNOLOGIES INC.
 101, BOUL. ROBERT ROY, ST-JEAN, QUÉBEC H3B 1Y6
 TÉLÉPHONE: 514-357-1273 • FAX: 514-357-2591

— Certificat d'analyse • Certificate of Analysis —

CONDITIONS D'ANALYSE

Description de l'échantillon: Échant. 981344, 25/05/98
 Lieu et méthode d'échantillonnage: Centre Tech. Noranda, Instantané
 Nom de l'échantillonneur: P. St-Germain
 Dates d'analyse: 0hrs: 26/05/98, 16:15 48hrs: 30/05/98, 14:30
 Nom de l'analyste: J. Laplante / N. Desy
 Notre numéro de projet: 40467-185381
 Notre numéro de test: 22152

Organismes: *Daphnia magna* (< 24 heures)
 Dureté de l'eau d'élevage: 115 mg/L
 Densité de chargement: 10 daphnies/lit., 20 mL/daphnie
 Photopériode: 16h / 8h
 Eau de dilution: Eau municipale maturée
 Préparation de l'échantillon: Non aérée, dureté non ajustée, pH non ajusté
 Protocole d'essai: SPE 1/RM/14, Juillet 1990, Section 6 **

concentration de l'échantillon (%v/v)	nombre de daphnies	mortalité 48 heures	mortalité (%)	température (degré C)			pH			oxygène dissous (mg/L)			conductivité (µmhos/cm)		
				0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs
100	10	0	0	21	21	20	5.5	6.2	6.2	7.8	7.4	7.4	1813	1859	1671
50	10	0	0	21	21	20	7.5	7.8	7.8	7.8	7.5	7.7	1078	1099	1002
25	10	0	0	21	21	20	7.8	8.0	7.8	7.5	7.8	7.5	688	712	656
12.5	10	0	0	21	21	20	7.9	8.0	8.0	7.5	7.5	7.5	499	497	464
6.25	10	0	0	21	21	20	7.9	8.0	7.9	7.4	7.7	7.5	395	394	368
témoin	10	0	0	21	21	20	7.9	8.0	7.3	7.3	7.5	7.7	277	293	279

REMARQUES:

Echantillon gelé: non ☒
 oui ☐

Portée Moyenne (néonates): 20.3
 Age à la première portée (jours): 8.5

L'essai référence: C₅₀ = 4.8 (4.0 - 6.0) g/L NaCl; date de l'essai: 25-27/05/98
 Limites de contrôle et moyenne géométrique (max, min, et moyenne): 5.5, 3.5 et 4.5

** : l'essai a été exécuté conformément au protocole spécifié sans modification.

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sous sa forme ou en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons mentionnés plus haut seront conservés pendant 30 jours à partir de la date du rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples pertaining to this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed in writing, by the client.



BODYCOTE TECHNOLOGICAL INC.
221, BOULEVARD DES PONTES, MONTE-LEONE, QUÉBEC H3T 1B6
TEL: (514) 607-1225 • FAX: (514) 607-2050

Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

CONDITIONS D'ANALYSE

Description de l'échantillon: Échant. 981345, 25/05/98
Lieu et méthode d'échantillonnage: Centre Tech. Noranda, instantanée
Nom de l'échantillonneur: P. St-Germain
Dates d'analyse: 09hrs: 25/05/98, 18:15 48hrs: 30/05/98, 14:30
Nom de l'analyste: J. Lapante / N. Desy
Notre numéro de projet: 40487-195382
Notre numéro de test: 22153

Organismes: *Daphnia magna* (< 24 heures)
Dureté de l'eau d'élevage: 115 mg/L
Densité de chargement: 10 daphnies/conc., 20mL/daphnie
Photopériode: 16h / 8h
Eau de dilution: Eau municipale maturée
Préparation de l'échantillon: Non aérée, dureté non ajustée, pH non ajusté
Protocole d'essai: SPE 1/RM/14, Juillet 1990, Section 6 **

concentration de l'échantillon	nombre de daphnies	mortalité 48 heures	mortalité (%)	température (degré C)			pH			oxygène dissous (mg/L)			conductivité (µmho/cm)		
				0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs
100	10	3	30	21	21	20	6.5	6.6	6.7	8.0	8.0	7.5	1916	1951	1794
50	10	0	0	21	21	20	7.5	7.9	7.9	8.0	8.0	7.7	1030	1122	1051
25	10	0	0	21	21	20	7.8	8.0	8.0	8.0	8.0	7.5	724	725	686
12.5	10	0	0	21	21	20	7.9	8.0	8.1	7.8	7.7	7.6	503	507	481
6.25	10	0	0	21	21	20	8.0	8.1	8.2	7.7	7.9	7.8	391	395	376
témoin	10	0	0	21	21	20	8.0	8.0	8.2	7.6	8.0	7.7	290	290	260

REMARQUES:

Échantillon gâché: non ☒
ou

Portée Moyenne (écarts): 20.3
Age à la première portée (jours): 5.5

L'essai référence: CL₅₀ = 4.9 à 4.0 - 5.0 (µg/L/96h), date de l'essai: 25-27/05/98
Limites de contrôle et moyenne géométrique (max, min, et moyenne): 5.5, 3.5 et 4.5

** : l'essai a été exécuté conformément au protocole spécifié sans modification.

Ce certificat ne doit pas être reproduit, même en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons analysés plus
tard seront conservés pendant 30 jours à partir de la date du rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples remaining
in this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed in writing, by the client.

Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

CONDITIONS D'ANALYSE

Description de l'échantillon:	échant. 981346, 25/05/98
Lieu et méthode d'échantillonnage:	Centre Tech. Noranda, instantanée
Nom de l'échantillonneur:	P. St-Germain
Dates d'analyse:	0hrs: 25/05/98, 16:30 48hrs: 30/05/98, 14:45
Nom de l'analyste:	J. Laplante / N. Desy
Notre numéro de projet:	40487-185384
Notre numéro de test:	22154
Organismes:	<i>Daphnia magna</i> (< 24 heures)
Durée de l'eau d'élevage:	115 mg/L
Densité de chargement:	10 daphnies/l conc., 20 mL/daphnie
Photopériode:	15h / 8h
Eau de dilution:	Eau municipale maturée
Préparation de l'échantillon:	Non aéré, dureté non ajustée, pH non ajusté
Protocole d'essai:	SPE 1/RM/14, Juillet 1990, Section 6 **

concentration de l'échantillon	nombre de daphnies	mortalité 48 heures	mortalité (%)	température (degré C)			pH			oxygène dissous (mg/L)			conductivité (µmhos/cm)		
				0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs	0hrs	24hrs	48hrs
100	10	7	70	21	21	20	8.1	8.5	8.4	7.6	7.3	7.4	2510	2520	2330
50	10	4	40	21	21	20	8.1	8.5	8.4	7.6	7.3	7.5	1420	1428	1343
25	10	1	10	21	21	20	8.2	8.4	8.3	7.7	7.3	7.5	857	853	814
12.5	10	0	0	21	21	20	8.1	8.3	8.3	8.0	8.0	7.6	574	580	545
6.25	10	0	0	21	21	20	7.9	8.2	8.2	7.7	7.9	7.6	421	428	406
témoin	10	0	0	21	21	20	7.8	7.8	8.1	7.8	7.7	7.6	293	294	271

REMARQUES:

Échantillon gelé: non / oui

 Portée Moyenne (néonates): 20.3
 Age à la première portée (jours): 8.5

 L'essai référence: CL₅₀ = 4.9 (4.3 - 6.0) µL NaCl; date de l'essai: 25-27/05/98
 Limites de contrôle et moyenne géométrique (max, min, et moyen): 6.5, 3.5 et 4.5

** : l'essai a été exécuté conformément au protocole spécifié sans modification.

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sinon en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons mentionnés plus haut seront conservés pendant 30 jours à partir de la date du rapport à moins d'instructions écrites de chez le client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples mentioned in this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed, in writing, by the client.



BODYCOTE TECHNITROL INC.
 101, RUE L. HENRI, PONT-CLAR, QUÉBEC, H9P 1K9
 TEL: (514) 647-0273 • FAX: (514) 647-2986

Certificat d'analyse • Certificate of Analysis

Centre de Technologie Noranda

Projet: 40487-185381, 185382, 185384

CARACTERISTIQUES DES ÉCHANTILLONS - avant le début des essais avec truites

IDENTIFICATION	température (°C)	conductivité (µmhos/cm)	pH	oxygène dissous (mg/L)
Échant. 981344, 25/05/98	15	1576	5.3	8.5
Échant. 981345, 25/05/98	15	1692	5.3	8.1
Échant. 981346, 25/05/98	15	2220	8.0	8.0

Apparence de l'échantillon 981344: Clair, incolore.

Apparence de l'échantillon 981345: Clair, incolore.

Apparence de l'échantillon 981346: Clair, incolore.

CARACTERISTIQUES DES ÉCHANTILLONS - avant le début des essais avec daphnies

IDENTIFICATION	température (°C)	conductivité (µmhos/cm)	pH	oxygène dissous (mg/L)	dureté originale (mg/L)	dureté ajustée (mg/L)
Échant. 981344, 25/05/98	20	1738	5.4	7.6	473	n.a.
Échant. 981345, 25/05/98	20	1866	5.3	7.9	614	n.a.
Échant. 981346, 25/05/98	20	2380	7.9	7.4	353	n.a.

Apparence de l'échantillon 981344: Clair, incolore.

Apparence de l'échantillon 981345: Clair, incolore.

Apparence de l'échantillon 981346: Clair, incolore.

n.a.: non applicable

Ce certificat ne doit pas être reproduit, sinon en entier, sans l'autorisation écrite du laboratoire. Les échantillons mentionnés plus haut seront conservés pendant 30 jours à partir de la date du rapport à moins d'instructions écrites du client.

This certificate may not be reproduced except in its entirety, without the written approval of the laboratory. Samples mentioned in this report will be kept for 30 days after the date of the report unless otherwise instructed, in writing, by the client.

**ANNEXE K: Détermination de sursaturation de CO₂ de l'eau minière
d'Holloway**

TO : Donna Beneteau, Wally Sencza
FROM : Pascale St-Germain
SUBJECT : Cause of pH Rise in Holloway Mine Water upon Aeration

COPIES : BA, JFB, MB, LC, ML, RP, LSA

Preliminary investigations carried out by Donna Beneteau to identify causes of failure of Holloway mine effluent (or Holloway mine water) to rainbow trout toxicity tests showed that aeration of the effluent lead to a pH increase from 7.0 to 8.0. Further investigations were then carried out at the Noranda Technology Centre to identify causes for the pH rise.

Conclusion: The pH rise is caused by CO₂ stripping out of the mine water upon aeration of the water.

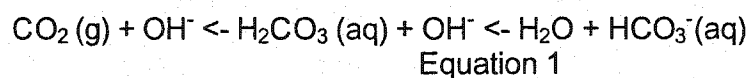
Solution: The effect can be overcome by adding acid to decrease the pH to 5.0 followed by aeration until the pH reaches 7.0. However, some finer adjustments will be required to define precisely the ideal treatment conditions.

Explanation

To observe CO₂ stripping with concomitant pH increase, it implies that:

- 1) the chemical composition of Holloway mine water is close to the one observed in natural waters where there are no components other than CO₂ which contribute to the acidity.
- 2) Holloway mine water must be oversaturated with CO₂ meaning that the water is not in equilibrium with atmospheric pressure.

Aeration of Holloway mine water oversaturated with CO₂ results in stripping of the excess CO₂ out of the water. As shown in Equation 1, stripping of CO₂ will drive the carbonic acid equilibrium reaction towards the formation of CO₂ and H₂O from the dissociation of HCO₃⁻. According to Equation 1, the dissociation of HCO₃⁻ to CO₂ and H₂O is an alkali-producing process. The net result is an increase in pH which reequilibrates around 8.0-8.2.



At this point, readjustment of the water pH to 7.0 with acid addition only reverses the equilibrium reaction towards the formation of HCO_3^- from CO_2 present in the water. Since the carbonic acid reaction is an equilibrium reaction, this cycle can be repeated over and over until the HCO_3^- alkalinity is exhausted by the addition of acid. The only way to break the cycle is to add enough acid to convert all of the bicarbonate present in the water to carbon dioxide and then strip it out with aeration.

Experimental Evidence

Test I

Objective: Verify and compare pH, alkalinity and acidity results for Holloway mine water and tap water.

Water samples of Holloway mine water and tap water were sparged with nitrogen gas for 1 hour. The change with time of pH, alkalinity and acidity for both tap water and Holloway mine water is shown in Figure 1. It can be seen that for both Holloway mine water and tap water, the pH increased from 6.5-7.0 to over 8.0, the alkalinity remained constant and the acidity (as CaCO_3 equivalents) decreased to near 0 mg/L. Note that more CO_2 seems to be present in Holloway mine water than tap water as observed by an initial acidity which is twice (7 mg/L) that of tap water (2 mg/L).

The results support the hypothesis that the pH raise is due to CO_2 stripping. The same behavior was observed between tap water and Holloway mine water and the acidity was reduced whereas the alkalinity remained constant.

Comparison of the CO_2 concentration predicted by acidity to computed CO_2 from a nomogram that uses pH and alkalinity to estimate the free CO_2 concentration showed that both results were close enough to use acidity as an indicator of the free CO_2 concentration (see Attachment A).

Test II

Objective: Verify that pH rise was due to an equilibrium reaction.

Water samples from Holloway mine water and tap water were sparged for 1 hour with nitrogen gas. Nitrogen gas sparging was then stopped and samples were magnetically stirred for 24 hours and pH was recorded. The results are shown in Figure 2.

It can be seen that within 1 hour, the pH decreased down to 7.4-7.6 for both samples where it remained stable. Again, the alkalinity after the 24 hour test was similar to the initial sample. The acidity which was nearly 0 mg/L after sparging was at 6 mg/L for Holloway mine water and 4 mg/L for tap water after the 24-hour stirring.

The results again support the CO₂ stripping hypothesis. The pH decrease once the nitrogen sparging was stopped indicates the establishment of a new equilibrium.

Test III

Objective: Determine the volume of acid required to overcome the carbonic acid equilibrium.

The volume of acid required to alleviate the CO₂ stripping effect was assessed by repeatedly adjusting the pH until a stable pH of 7.0 was obtained. The results are shown in Table I for Holloway mine water and Table II for tap water. As shown in Table I, the addition of 37 mL of 0.02 N H₂SO₄ to 1.5 L of mine water was required to obtain a stable pH at 7.0 after aeration.

pH, alkalinity and acidity results at the beginning and the end of the test for Holloway mine water and tap water are shown in Table III. It can be seen that the addition of acid followed by aeration reduced the alkalinity significantly. Removal of bicarbonate present in the water was necessary to overcome the cycling effect caused by the carbonic acid system.

Table I Estimation of Volume of Acid Required for Holloway Mine water

Date	Time of Addition	PH		Volume of acid added (mL of 0.02 N H ₂ SO ₄)
		Before acid addition	after acid addition	
3/2/98	15:20h	6.30	5.05	35
4/2/98	8:00h	7.19	6.92	0.52
4/2/98	10:30h	7.21	6.91	0.66
4/2/98	11:30h	7.00	7.00	0
4/2/98	12:30h	7.10	6.77	0.58
4/2/98	13:45	7.05	6.94	0.23
5/2/98	8:15h	6.91	-	-
Total acid added				36.99

Table II Estimation of Volume of Acid Required for Tap Water

Date	Time of Addition	PH		Volume of acid added (mL of 0.02N H ₂ SO ₄)
		before acid addition	after acid addition	
3/2/98	11:30h	7.04	5.53	30
3/2/98	13:00h	7.73	6.4	5
3/2/98	14:00h	7.48	6.2	5
3/2/98	15:20h	7.15	5.74	5
4/2/98	8:00h	6.92	-	-
Total acid added				45

Table III Initial and Final Results for Holloway Mine Water and Tap Water

	Holloway			Tap Water		
	pH	Acidity (mg/L CaCO ₃)	Alkalinity (mg/L CaCO ₃)	pH	Acidity (mg/L CaCO ₃)	Alkalinity (mg/L CaCO ₃)
Initial	6.30	16.8	24.6	7.04	4.8	31.8
Final	6.91	6.0	2.4	6.93	2.4	4.0

ATTACHMENT A

Table IV Comparison of Acidity and Computed CO₂ for Holloway Mine Water

Duration (min)	pH	Alkalinity (mg/L CaCO ₃)	Acidity		Computed CO ₂ * (mg/L CO ₂)
			mg/L CaCO ₃	mg/L CO ₂	
0	6.36	31.6	17.6	15.5	19
15	7.59	31.6	6.0	5.3	1.6
30	7.94	31.6	2.0	1.8	~0.8
45	8.19	32.0	2.0	1.8	~0.5
60	8.23	32.4	0.4	0.35	~0.5

Table V Comparison of Acidity and Computed CO₂ for Tap Water

Duration (min)	pH	Alkalinity (mg/L CaCO ₃)	Acidity		Computed CO ₂ * (mg/L CO ₂)
			mg/L CaCO ₃	mg/L CO ₂	
0	7.03	32.6	5.6	4.9	6
30	7.88	30.2	1.0	0.88	~0.8
60	8.19	31.2	0.6	0.53	~0.5

*CO₂ was computed using a nomogram for free CO₂, pH and alkalinity based on Tillman formula. A photocopy of the nomogram is provided on the following page.

- Reference: Chimie des Eaux, Monique Tardat-Henry, 2^e ed., Les éditions le Griffon d'argile, Québec, 1992, p. 515. Stated reference: based on Newell nomogram, Journal of the American Waterworks Association, vol. 24, #4, p.561.